



**Dinis Miguel Zabumba Relvas**

Licenciado em Engenharia Química

## **Simulação e Otimização da Coluna de Vácuo II da Refinaria de Sines**

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em  
Engenharia Química e Bioquímica

Orientador: Eng.º Bruno Fonseca Santos, Galp Energia

Co-orientador: Prof. Doutor Mário Eusébio, FCT/UNL

Júri:

Presidente: Prof. Doutora Maria Madalena Andrade, FCT - UNL

Arguentes: Prof. Doutor José Paulo Mota, FCT - UNL

Vogais: Eng.º Bruno Fonseca Santos, Galp Energia



FACULDADE DE  
CIÊNCIAS E TECNOLOGIA  
UNIVERSIDADE NOVA DE LISBOA

**Setembro, 2015**



**Dinis Miguel Zabumba Relvas**

Licenciado em Engenharia Química

## **Simulação e Otimização da Coluna de Vácuo II da Refinaria de Sines**

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em  
Engenharia Química e Bioquímica

Orientador: Eng.º Bruno Fonseca Santos, Galp Energia

Co-orientadores: Prof. Doutor Mário Eusébio, FCT - UNL

Júri:

Presidente: Prof. Doutora Maria Madalena Andrade, FCT - UNL

Arguentes: Prof. Doutor José Paulo Mota, FCT - UNL

Vogais: Eng.º Bruno Fonseca Santos, Galp Energia



FACULDADE DE  
CIÊNCIAS E TECNOLOGIA  
UNIVERSIDADE NOVA DE LISBOA

**Setembro, 2015**



### **Simulação e Otimização da Coluna de Vácuo II da Refinaria de Sines**

Copyright © Dinis Miguel Zabumba Relvas, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa.

A Faculdade de Ciências e Tecnologia e a Universidade Nova de Lisboa têm o direito, perpétuo e sem limites geográficos, de arquivar e publicar esta dissertação através de exemplares impressos reproduzidos em papel ou de forma digital, ou por qualquer outro meio conhecido ou que venha a ser inventado, e de a divulgar através de repositórios científicos e de admitir a sua cópia e distribuição com objetivos educacionais ou de investigação, não comerciais, desde que seja dado crédito ao autor e editor.



## Agradecimentos

Gostaria de agradecer ao orientador da minha dissertação o Engenheiro Bruno Fonseca Santos, ao Engenheiro José Grilo e ao Engenheiro José Góis por terem possibilitado a realização do estágio na Fábrica II da Refinaria de Sines. Este estágio permitiu-me adquirir bastantes conhecimentos sobre o funcionamento de uma instalação de refinação enriquecendo assim bastante a minha formação académica.

Um agradecimento especial ao meu orientador por toda a ajuda que me deu na tentativa de eu poder sempre melhorar o meu trabalho, pela disponibilidade que demonstrou ao longo da realização da dissertação e pelos conhecimentos que me transmitiu que foram muito uteis.

Um agradecimento à Galp Energia, e especialmente ao seu diretor, Engenheiro Martinho Correia, por ter permitido a realização do estágio curricular no qual foi realizada a minha dissertação de mestrado.

Ao professor Mário Eusébio, co-orientador, agradeço a disponibilidade e interesse que sempre demonstrou ao longo deste estágio. Agradeço ainda o contacto efetuado com a Galp Energia que possibilitou a realização da dissertação na Refinaria de Sines.

Agradecer a todos os colaboradores da Fábrica II que sempre me tentaram ajudar no desenvolvimento do meu trabalho e com que tive o privilégio de trabalhar durante estes 6 meses e pelos conhecimentos que me transmitiram e que foram muito importantes no desenvolvimento do trabalho.

À Faculdade de Ciências e Tecnologias da Universidade Nova de Lisboa por todo o conhecimento que me transmitiu ao longo do Mestrado, por intermédio dos seus professores e investigadores.

À minha namorada pela amizade, carinho e apoio que sempre me deu durante a realização deste meu último ano de mestrado.

Por último agradecer à minha família Pais e Irmão, por todo o apoio e motivação que sempre me deram ao longo da minha vida académica e profissional. Por tudo o que tem feito por mim eu lhes digo um grande Obrigado.





## Resumo

O trabalho realizado foi desenvolvido no âmbito de um estágio curricular de seis meses realizado na Refinaria de Sines da Galp Energia.

O principal objetivo foi a otimização da maior coluna de destilação de vácuo existente, uma vez que com o início do funcionamento de novas unidades, como é o caso do *Hydrocracker*, a produção de gasóleo de vácuo na Refinaria não é suficiente para assegurar a carga das unidades sendo necessário importar, diminuindo assim as margens das unidades.

Foi implementada a simulação da coluna de destilação de vácuo II em ASPEN PLUS® para o caso de *design*, usando as condições de operação que o licenciador usou nas suas simulações para o *re-vamping* da unidade.

Posteriormente foi efetuada a implementação para o caso de *Test Run*, em que são verificadas as produções projetadas para a coluna, e foram implementados na coluna 4 casos de operação real, onde foram recolhidos os dados de operação e comparadas as características dos produtos simulados com os resultados obtidos nos ensaios das amostras efetuados pelo Laboratório.

No caso de *design* verifica-se que o modelo representa de forma aceitável as características dos produtos extraídos. Tanto para o caso de *Test Run* como para os casos reais verifica-se que o modelo representa, na maioria dos casos, as características do destilado e do HVGO nas partes finais das destilações destes produtos, enquanto que o modelo representa as características do LVGO na fase inicial da destilação.

Para otimização da coluna de vácuo verificou-se que os parâmetros com maior influência na produção de gasóleo de vácuo são a temperatura da zona de *flash* da coluna e o caudal de vapor de *stripping* introduzido no fundo da coluna.

**Palavras-chave:** Coluna de Vácuo, ASPEN PLUS®, Gasóleo de Vácuo, Otimização.



## Abstract

This study was developed in the scope of a six months curricular internship carried out in Sines Refinery from “Galp Energia”.

The main objective was the optimization from the greatest existing vacuum distillation column, since with the start of operations of new units, such as the Hydrocracker, the production of vacuum gas oil in the refinery is not enough to guarantee the quantity of units thus being necessary to import, reducing the unit margins.

In the optimization of the column the objective was to increase the production of vacuum gas oil keeping the aspects of the units supply, changing the procedural conditions without doing any mechanical changes.

It was implemented the simulation of the distillation column II in ASPEN PLUS® to the design, using the operation conditions that the licensor used in his simulations to the unit revamping.

Afterwards it was implemented in the case of Test Run, in which the productions designed to the column are verified and there were implemented 4 cases of actual operation in column where the operation data was gathered and the features of the products were compared, simulated with the results obtained in the sample rehearsals carried out by the Laboratory.

In case of design it can be observed that the model represents in an acceptable manner, the features of the products extracted. Both in Test Run case and the real cases, it can be seen that the model represents, in most cases, the features of the distilled and the heavy gas oil in the final parts of these products distillations, while the model represents the features of the light vacuum gas oil in the initial phase of the distillation.

To optimize the vacuum tower it was observed that the parameters with greatest influence in the production of vacuum gas oil, are the temperature of the flash zone of the column and the stripping steam flow introduced at the end of the column.

**Keywords:** Vacuum Tower, ASPEN PLUS®, Vacuum gas oil, optimization



# Conteúdo

<b>AGRADECIMENTOS.....</b>	<b>I</b>
<b>RESUMO .....</b>	<b>III</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>V</b>
<b>LISTA DE FIGURAS .....</b>	<b>IX</b>
<b>LISTA DE TABELAS.....</b>	<b>XI</b>
<b>SIGLAS E ABREVIATURAS.....</b>	<b>XIII</b>
<b>CAPÍTULO 1 - ENQUADRAMENTO E MOTIVAÇÃO .....</b>	<b>1</b>
<b>CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>3</b>
<b>CAPÍTULO 3 - DESCRIÇÃO DA REFINARIA DE SINES .....</b>	<b>17</b>
<b>CAPÍTULO 4 - UNIDADE DE DESTILAÇÃO DE VÁCUO II.....</b>	<b>21</b>
OBJETIVO DA UNIDADE .....	21
PRINCIPAIS SECÇÕES DA UNIDADE .....	22
Secção de Pré-aquecimento .....	22
Forno de Vácuo .....	22
Coluna de Vácuo .....	23
Sistema de Topo .....	28
Descarga dos produtos.....	30
<b>CAPÍTULO 5 - SIMULAÇÃO DA OPERAÇÃO DA COLUNA DE VÁCUO.....</b>	<b>33</b>
MATERIAIS E MÉTODOS .....	33
IMPLEMENTAÇÃO DO CASO DE <i>DESIGN</i> DA COLUNA.....	34
Caracterização da alimentação .....	34
Simulação .....	37
Configuração da coluna.....	40
SELEÇÃO DO MODELO TERMODINÂMICO .....	41
Conclusão sobre os modelos termodinâmicos .....	46
IMPLEMENTAÇÃO DO CASO DE <i>TEST RUN</i> .....	47
Conclusões sobre a implementação do <i>Test Run</i> .....	54
IMPLEMENTAÇÃO DOS CASOS REAIS .....	55
Caso A .....	55
Caso B .....	59
Caso C .....	64
Caso D .....	69

Conclusões sobre a implementação dos Casos Reais .....	74
<b>CAPÍTULO 6 - OTIMIZAÇÃO DA COLUNA DE VÁCUO .....</b>	<b>77</b>
OTIMIZAÇÃO DA QUALIDADE DOS PRODUTOS SIMULADOS .....	77
Alteração no <i>pumparound</i> de HVGO .....	77
Alteração no <i>pumparound</i> de LVGO .....	79
Alteração no <i>pumparound</i> de Destilado .....	81
Alteração da pressão de topo da coluna.....	84
OTIMIZAÇÃO DOS RENDIMENTOS DA COLUNA .....	85
Otimização 1 .....	85
Otimização 2 .....	87
Otimização 3 .....	89
Otimização 4 .....	90
CONCLUSÕES SOBRE A OTIMIZAÇÃO .....	92
<b>CAPÍTULO 7 - CONCLUSÕES .....</b>	<b>93</b>
<b>REFERÊNCIAS .....</b>	<b>97</b>

## Lista de Figuras

FIGURA 1.1 – LIGAÇÃO DA DESTILAÇÃO DE VÁCUO ÀS OUTRAS UNIDADES .....	2
FIGURA 2.1 - EXEMPLO DE COLUNA DE VÁCUO (ADAPTADO [1]).....	4
FIGURA 2.2 - CARACTERÍSTICAS DOS MATERIAIS [2] .....	4
FIGURA 2.3 - DISTRIBUIÇÃO DOS MATERIAIS POR TEMPERATURAS DE EBULIÇÃO [2] .....	6
FIGURA 2.4 - COLUNA DE VÁCUO PARA A 1ª CONFIGURAÇÃO [3] .....	7
FIGURA 2.5 - COLUNA DE VÁCUO PARA A 2ª CONFIGURAÇÃO [1] .....	9
FIGURA 2.6 - RENDIMENTOS 2ª CONFIGURAÇÃO [1].....	9
FIGURA 2.7 - COMPARAÇÃO DA DESTILAÇÃO DO VGO PELO D1160 PARA A 2ª CONFIGURAÇÃO [1] .....	10
FIGURA 2.8 - COLUNA DE VÁCUO PARA A 3ª CONFIGURAÇÃO [4] .....	12
FIGURA 2.9 - INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA DA ZONA DE <i>FLASH</i> NO RENDIMENTO EM HVGO [1] .....	13
FIGURA 2.10 - INFLUÊNCIA DO VAPOR DE <i>STRIPPING</i> NO RENDIMENTO EM HVGO [1].....	13
FIGURA 4.1 - SAÍDA DO FORNO E PRESSÃO NA LINHA DE TRANSFERÊNCIA [9] .....	23
FIGURA 4.2 - ESQUEMÁTICO DO FLUXO RADIAL DO VAPOR [11] .....	24
FIGURA 4.3 - SECÇÃO DE <i>FLASH</i> E DE <i>STRIPPING</i> [10] .....	25
FIGURA 4.4 - COQUE NO LEITO DE LAVAGEM [15] E NO PRATO DE EXTRAÇÃO DE <i>WASH OIL</i> [11] ..	26
FIGURA 4.5 - COLUNA DE VÁCUO [8].....	28
FIGURA 4.6 - INJETOR CARREGADO DE GÁS [12].....	29
FIGURA 4.7 - SISTEMA DE TOPO [18] .....	30
FIGURA 4.8 – UNIDADE DE DESTILAÇÃO DE VÁCUO.....	32
FIGURA 5.1 - RESÍDUO ATMOSFÉRICO ( <i>DESIGN</i> VS <i>SIMULAÇÃO</i> ).....	36
FIGURA 5.2 - FLOWSHEET DA COLUNA DE VÁCUO .....	37
FIGURA 5.3 - SIMULAÇÃO COM LEITOS SEPARADOS (FORNO, ZONA DE <i>FLASH</i> , ZONA DE <i>STRIPPING</i> , ZONA DE LAVAGEM E LEITO DE HVGO).....	38
FIGURA 5.4 - SIMULAÇÃO LEITOS SEPARADOS (LEITO DE LVGO E LEITO DE FRACIONAMENTO) ...	39
FIGURA 5.5 - SIMULAÇÃO LEITOS SEPARADOS (LEITO DE DESTILADO).....	39
FIGURA 5.6 - COMPARAÇÃO DA DESTILAÇÃO PARA OS VÁRIOS MODELOS (DESTILADO) .....	44
FIGURA 5.7 - COMPARAÇÃO DA DESTILAÇÃO PARA OS VÁRIOS MODELOS (LVGO).....	45
FIGURA 5.8 - COMPARAÇÃO DA DESTILAÇÃO PARA OS VÁRIOS MODELOS (HVGO) .....	46
FIGURA 5.9 – CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO DESTILADO DE VÁCUO PARA O <i>TEST RUN</i> 1 E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA .....	50
FIGURA 5.10 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO DESTILADO DE VÁCUO PARA O <i>TEST RUN</i> 2 E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA .....	51
FIGURA 5.11 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO LVGO PARA O <i>TEST RUN</i> 1 E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA.....	51
FIGURA 5.12 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO LVGO PARA O <i>TEST RUN</i> 2 E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA.....	52
FIGURA 5.13 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO HVGO PARA O <i>TEST RUN</i> 1 E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA.....	53
FIGURA 5.14 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO HVGO PARA O <i>TEST RUN</i> 2 E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA.....	54
FIGURA 5.15 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO DESTILADO DE VÁCUO PARA O CASO A E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA .....	57
FIGURA 5.16 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO LVGO PARA O CASO A E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA.....	58
FIGURA 5.17 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO HVGO PARA O CASO A E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA.....	59
FIGURA 5.18 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO DESTILADO DE VÁCUO PARA O CASO B E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA .....	62

FIGURA 5.19 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO LVGO PARA O CASO B E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA.....	63
FIGURA 5.20 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO HVGO PARA O CASO B E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA.....	64
FIGURA 5.21 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO DESTILADO DE VÁCUO PARA O CASO C E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA.....	67
FIGURA 5.22 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO LVGO PARA O CASO C E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA.....	68
FIGURA 5.23 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO HVGO PARA O CASO C E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA.....	69
FIGURA 5.24 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO DESTILADO DE VÁCUO PARA O CASO D E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA.....	72
FIGURA 5.25 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO LVGO PARA O CASO D E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA.....	73
FIGURA 5.26 - CURVA DE DESTILAÇÃO DO PRODUTO HVGO PARA O CASO D E SIMULAÇÃO DESENVOLVIDA.....	74
FIGURA 6.1 - DESTILAÇÃO DO DESTILADO (VARIAÇÃO PA-HVGO) .....	78
FIGURA 6.2 - DESTILAÇÃO DE LVGO (VARIAÇÃO PA-HVGO).....	78
FIGURA 6.3 - DESTILAÇÃO DO HVGO (VARIAÇÃO PA-HVGO).....	79
FIGURA 6.4 - DESTILAÇÃO DO DESTILADO (VARIAÇÃO PA-LVGO).....	80
FIGURA 6.5 - DESTILAÇÃO DO LVGO (VARIAÇÃO DO PA-LVGO) .....	80
FIGURA 6.6 - DESTILAÇÃO DO HVGO (VARIAÇÃO DO PA-LVGO).....	81
FIGURA 6.7 - DESTILAÇÃO DO DESTILADO (VARIAÇÃO DO PA-DEST).....	82
FIGURA 6.8 - DESTILAÇÃO DO LVGO (VARIAÇÃO DO PA-DEST) .....	82
FIGURA 6.9 - DESTILAÇÃO DO HVGO (VARIAÇÃO DO PA-DEST) .....	83
FIGURA 6.10 - DESTILAÇÃO DO DESTILADO (VARIAÇÃO DA PRESSÃO) .....	84
FIGURA 6.11 - DESTILAÇÃO DO LVGO (VARIAÇÃO DA PRESSÃO) .....	84
FIGURA 6.12 - DESTILAÇÃO DO HVGO (VARIAÇÃO DA PRESSÃO).....	85



## Lista de Tabelas

TABELA 2.1 - RENDIMENTOS COM 1ª CONFIGURAÇÃO (ADAPTADO [3]).....	8
TABELA 2.2 - DADOS NECESSÁRIOS PARA IMPLEMENTAÇÃO DO MODELO DA COLUNA DE VÁCUO (ADAPTADO [1]).....	11
TABELA 5.1 - EXEMPLOS DE PSEUDOCOMPONENTES .....	35
TABELA 5.2 - CARACTERÍSTICAS DO RESÍDUO ATMOSFÉRICO PARA O CASO DE <i>DESIGN</i> [19] .....	36
TABELA 5.3 - COMPARAÇÃO DE PRODUÇÕES ENTRE AS DUAS CONFIGURAÇÕES EM RELAÇÃO AOS DADOS DE <i>DESIGN</i> [19].....	40
TABELA 5.4 - CONFIGURAÇÃO DA COLUNA .....	41
TABELA 5.5 - VARIÁVEIS MANIPULADAS .....	42
TABELA 5.6 - RENDIMENTOS DAS SIMULAÇÕES .....	42
TABELA 5.7 - TEMPERATURAS DA COLUNA .....	43
TABELA 5.8 - RESULTADOS DO DESTILADO DE VÁCUO .....	43
TABELA 5.9 - RESULTADOS DO LVGO.....	44
TABELA 5.10 - RESULTADOS DO HVGO .....	45
TABELA 5.11 - CARACTERÍSTICAS DA ALIMENTAÇÃO NO <i>TEST RUN</i> [20] .....	47
TABELA 5.12 - VARIÁVEIS MANIPULADAS .....	48
TABELA 5.13 - RENDIMENTO DA COLUNA DE VÁCUO ( <i>TEST RUN</i> [20]).....	49
TABELA 5.14 - CARACTERIZAÇÃO DA ALIMENTAÇÃO (CASO A) .....	55
TABELA 5.15 - VARIÁVEIS MANIPULADAS (CASO A).....	56
TABELA 5.16 - PERFIL DE TEMPERATURA DA COLUNA (CASO A) .....	56
TABELA 5.17 - RENDIMENTO (CASO A) .....	57
TABELA 5.18 - CARACTERIZAÇÃO DA ALIMENTAÇÃO (CASO B) .....	60
TABELA 5.19 - VARIÁVEIS MANIPULADAS (CASO B) .....	60
TABELA 5.20 - PERFIL DE TEMPERATURA DA COLUNA (CASO B) .....	61
TABELA 5.21 - RENDIMENTOS (CASO B).....	61
TABELA 5.22 - CARACTERIZAÇÃO DA ALIMENTAÇÃO (CASO C) .....	65
TABELA 5.23 - VARIÁVEIS MANIPULADAS (CASO C) .....	65
TABELA 5.24 - PERFIL DE TEMPERATURA DA COLUNA (CASO C) .....	66
TABELA 5.25 - RENDIMENTOS (CASO C).....	66
TABELA 5.26 - CARACTERIZAÇÃO DA ALIMENTAÇÃO (CASO D).....	70
TABELA 5.27 - VARIÁVEIS MANIPULADAS (CASO D).....	70
TABELA 5.28 - PERFIL DE TEMPERATURA DA COLUNA (CASO D) .....	71
TABELA 5.29 - RENDIMENTOS (CASO D) .....	71
TABELA 6.1 - VARIÁVEIS MANIPULADAS (OPT1) .....	86
TABELA 6.2 - PERFIL DE TEMPERATURA DA COLUNA (OPT1) .....	86
TABELA 6.3 - RENDIMENTOS (OPT1).....	87
TABELA 6.4 - VARIÁVEIS MANIPULADAS (OPT2) .....	87
TABELA 6.5 - PERFIL DE TEMPERATURA DA COLUNA (OPT2) .....	88
TABELA 6.6 - RENDIMENTOS (OPT2).....	88
TABELA 6.7 - VARIÁVEIS MANIPULADAS (OPT3) .....	89
TABELA 6.8 - PERFIL DE TEMPERATURA DA COLUNA (OPT3) .....	89
TABELA 6.9 - RENDIMENTOS (OPT3).....	90
TABELA 6.10 - VARIÁVEIS MANIPULADAS (OPT4) .....	90
TABELA 6.11 - PERFIL DE TEMPERATURA DA COLUNA (OPT4) .....	91
TABELA 6.12 - RENDIMENTOS (OPT4).....	91



## Siglas e Abreviaturas

API	<i>American Petroleum Institute</i>
ASTM	<i>American Society for Testing and Materials</i>
FCC	<i>Fluid Catalytic Cracker</i>
H <sub>2</sub> S	Sulfureto de hidrogénio
HCN	<i>Heavy Catalytic Naphta</i>
HVGO	<i>High Vacuum Gas Oil</i>
LCN	<i>Light Catalytic Naphta</i>
LPG	<i>Liquefied petroleum gas</i>
LVGO	<i>Light Vacuum Gas Oil</i>
PTN	Pressão e Temperatura normais
R	Reprodutibilidade do método
RATM	Resíduo Atmosférico
RV	Resíduo de Vácuo
VGO	<i>Vacuum Gas Oil</i>
WO	<i>Wash Oil</i>





## Enquadramento e Motivação

Em 2013 com o início de operação da nova fábrica na Refinaria de Sines, denominada de *Hydrocracker* aumentou a necessidade de gasóleo de vácuo ligeiro para alimentação a esta unidade. Como a produção interna de gasóleo de vácuo (VGO) não é suficiente para assegurar as cargas das unidades de conversão da Refinaria de Sines é necessário a compra do mesmo ao exterior com impacto significativo nas margens económicas das unidades. Com o intuito de diminuir as necessidades de aquisição de gasóleo de vácuo ao exterior torna-se necessário a otimização das unidades existentes de destilação de vácuo da Refinaria, nomeadamente a unidade de destilação de vácuo II, que apresenta uma maior capacidade de processamento e um melhor rendimento de destilação em VGO.

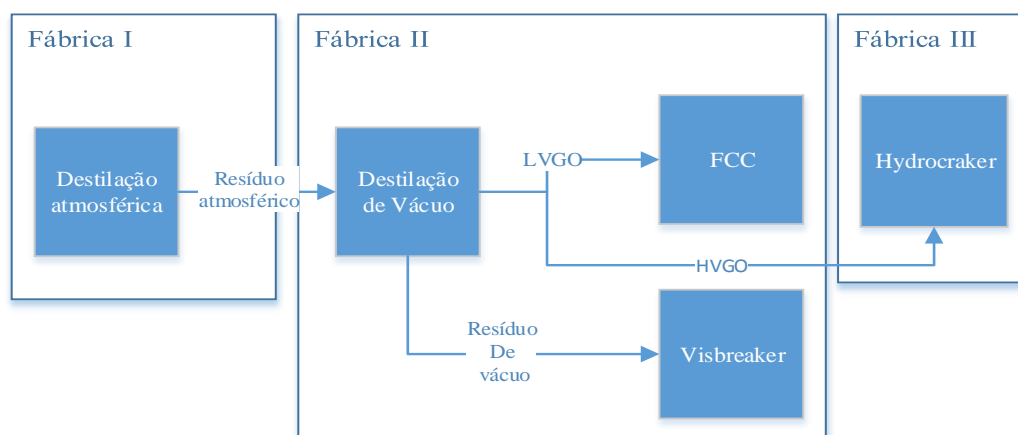
O VGO é utilizado como carga às unidades de conversão como a unidade de craqueamento catalítico em leito fluidizado (FCC) e a unidade de *Hydrocracking*. Estas unidades produzem, a partir de VGO, produtos de alto valor acrescentado como a gasolina e o gasóleo respetivamente.

O *Hydrocracker* pelo facto de ser composto por dois reatores de leito fixo tem algumas limitações em termos de alimentação, uma vez que o catalisador não pode facilmente ser regenerado. Logo, a alimentação tem que ser composta por um gasóleo de vácuo mais leve, com baixa concentração de metais e com hidrocarbonetos de cadeias mais curtas que tem menos possibilidades de formar coque.

Para o FCC como o catalisador é facilmente regenerado pode ter uma alimentação mais pesada do que acontece com o *Hydrocracker*.

Devido às diferenças de configuração do *Hydrocracker* e do FCC a alimentação de cada unidade é respetivamente o LVGO e o HVGO.

Na Figura 1.1 são representadas as ligações entre as principais unidades com influência na destilação de vácuo II.



**Figura 1.1 – Ligação da destilação de vácuo às outras unidades**

Então o objetivo é aumentar o rendimento global de gasóleo de vácuo da unidade de destilação de vácuo II fazendo assim com que a aquisição de gasóleo de vácuo ao exterior diminua aumentando a margem das unidades de conversão.

Para além do aumento de rendimento, pretende-se efetuar uma melhor separação do LVGO e do HVGO de forma a que o produto extraído da coluna cumpra os requisitos da unidade de *Hydrocracking* relativamente à alimentação.



## Revisão bibliográfica

Na indústria química, nomeadamente na refinação e petroquímica, devido à importância que tem no mercado internacional têm visto ao longo dos anos ter sido desenvolvidos simuladores com o objetivo de a partir de simulações poderem ser solucionados problemas detetados nas unidades e serem assim otimizados os processos. Estes simuladores permitem testar casos hipotéticos que possam ocorrer nas unidades e possíveis modificações sem serem necessário efetuar os testes nas unidades reais.

Como tal, para as unidades de destilação de vácuo também têm sido efetuadas tentativas de otimizar a sua produção, e com esse intuito existem várias entidades que investigaram possíveis alterações e que fizeram implementações das unidades em simuladores.

Uma coluna de vácuo tem como objetivo destilar o resíduo atmosférico através da operação a pressões reduzidas que tem como efeito baixar as temperaturas de ebulição dos compostos presentes na alimentação. Através deste processo é possível destilar mais o resíduo atmosférico operando a temperaturas próximas da coluna de destilação atmosférica.

Para conseguir destilar, de forma teórica, estes produtos na coluna de destilação atmosférica seria necessário operar a coluna a temperaturas mais altas, pois os pontos de ebulição à pressão atmosférica são mais altas que a pressões reduzidas, reduzindo-se assim o consumo de energia necessária para a destilação.

Na Figura 2.1 apresenta-se um exemplo de uma coluna de vácuo.

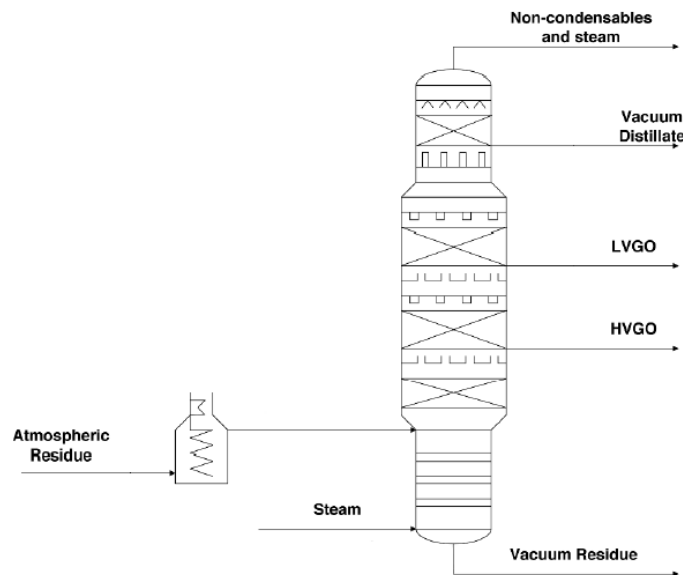


Figura 2.1 - Exemplo de coluna de vácuo (adaptado [1])

Como referido anteriormente, a alimentação é resíduo atmosférico que é proveniente do fundo da coluna de destilação atmosférica.

Este resíduo como é ilustrado na Figura 2.2 tem um ponto de ebulição entre os 402 e os 550 °C, este é composto por parafinas que são constituídos entre 25 e 45 carbonos.

Carbon No.	Boiling Point		Paraffin Isomers	Examples
	°C	°F		
5	36	97	3	Gasoline
8	126	259	18	
10	174	345	75	
12	216	421	355	
15	271	520	4347	Diesel & jet fuels, middle distillates
20	344	651	3.66E+05	
25	402	756	3.67E+07	Vacuum gas oil
30	449	840	4.11E+09	
35	489	912	4.93E+11	
40	522	972	6.24E+13	
45	550	1022	8.22E+15	Atmospheric residue
60	615	1139	2.21E+22	
80	672	1242	1.06E+31	
100	708	1306	5.92E+39	
				Vacuum residue
				Nondistillable residue

Figura 2.2 - Caraterísticas dos materiais [2]



A partir da coluna de vácuo são extraídos quatro correntes de produtos, o *Off gas*, o destilado, o LVGO, o HVGO e no fundo da coluna o resíduo de vácuo.

### ***Off gas***

A corrente de *Off gas* que é retirada no topo da coluna é composta maioritariamente por vapor de água e por hidrocarbonetos leves originados através de reações de *cracking*. Os hidrocarbonetos leves são compostos principalmente por LPG constituídos entre 1 e 4 carbonos, com pontos de ebulição inferiores às condições PTN.

### **Destilado**

O produto denominado de destilado é um destilado médio que é posteriormente adicionado aos gasóleos produzidos em outras unidades processuais. Este produto tem ponto de ebulição próximo dos 271 °C sendo os compostos constituídos por 15 carbonos. Os destilados médios tem massa molar entre 163 e 282 g/mol.

### **LVGO**

O LVGO é o gasóleo de vácuo mais leve que é obtido na coluna de vácuo que tem pontos de ebulição entre os 315 °C e os 427 °C como se verifica na Figura 2.3, sendo os compostos constituídos entre 20 e 28 carbonos. O LVGO tem massa molar entre 282 e 391 g/mol.

### **HVGO**

O HVGO é o gasóleo de vácuo mais pesado que como se pode verificar na Figura 2.3 tem ponto de ebulição entre os 427 °C e os 538 °C, sendo os compostos constituídos entre 28 e 40 carbonos. O HVGO tem massa molar entre 391 e 562 g/mol.

### **Resíduo de Vácuo**

O resíduo de vácuo é o produto de fundo da coluna de destilação de vácuo e tem pontos de ebulição superiores a 538 °C, este produto serve de alimentação ao *visbreaker* com o objetivo de produzir mais gasóleo.

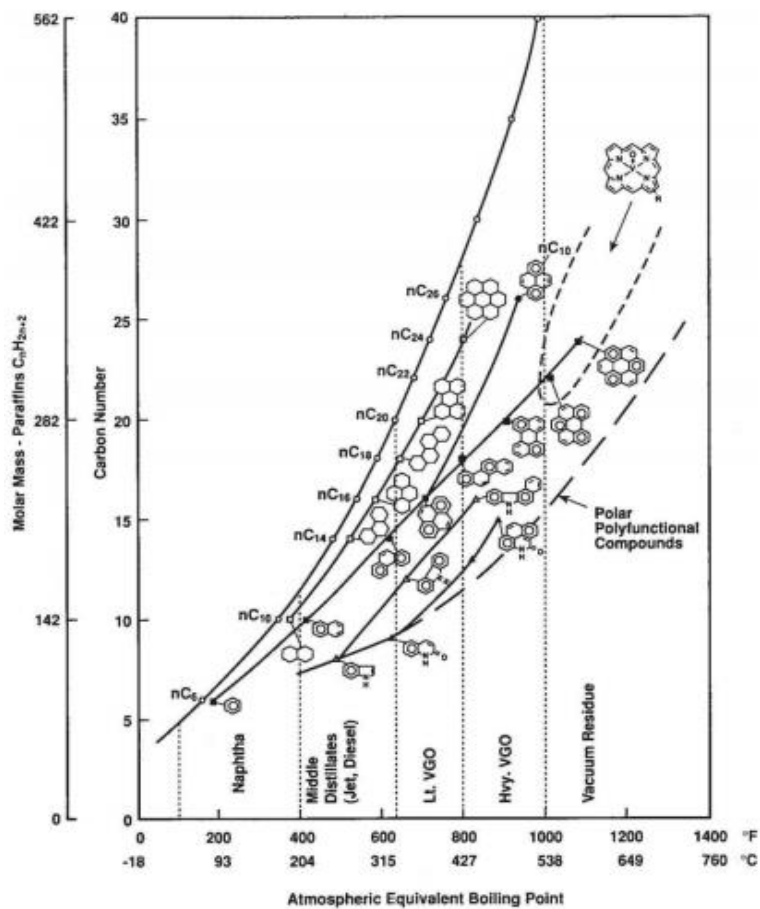
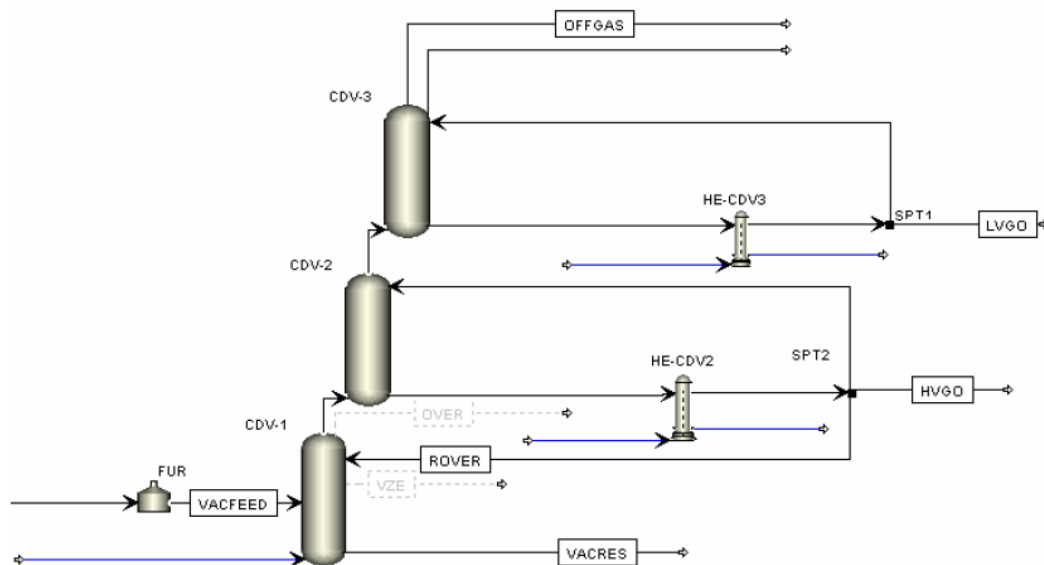


Figura 2.3 - Distribuição dos materiais por temperaturas de ebulição [2]

Para o desenvolvimento de modelos da unidade de destilação de vácuo são efetuadas vários tipos de configurações. Uma forma simplificada é dividir os vários leitos da coluna em colunas separadas como se funcionassem como colunas independentes, outras em que é utilizado um modelo com os leitos todos na mesma coluna, simulando a situação real da coluna e ainda um terceiro caso em que utilizam uma configuração mista, em que neste caso dividem a coluna em duas zonas principais, a linha de transferência do efluente do forno, a zona de *flash* e a zona de *stripping* então na primeira zona, enquanto que na segunda zona se localizam os leitos de fracionamento e a zona de lavagem.

O primeiro tipo de configuração tem como objetivo simplificar a implementação do modelo evitando assim as possíveis dificuldades na simulação das fases de equilíbrio abaixo dos pratos de extração de produtos, podendo assim pelos resultados obtidos apresentarem alguns desvios nos caudais de extração dos produtos [3].

Para a primeira configuração utiliza-se o esquema de simulação, indicado na Figura 2.4.



**Figura 2.4 - Coluna de vácuo para a 1ª configuração [3]**

Pela Figura 2.4, o primeiro estágio está representado por CDV-1, o estágio de retirada de Gasóleo Pesado (na Figura HVGO) e do reciclo de HVGO de lavagem (na Figura ROVER) é representado por CDV-2. O estágio de retirada de Gasóleo Leve (na Figura LVGO) é o CDV-3. As correntes de gasóleo residual mais o gás de topo e resíduo de vácuo, são representadas por OFFGAS e VACRES, respetivamente. A corrente de vapor de *stripping* é a segunda corrente de alimentação no primeiro estágio (abaixo da alimentação, denominada por VACFEED), e as correntes de fluido frio dos trocadores de calor (HE-CDV2 e HE-CDV3) são as correntes inferiores em cada um dos permutadores de calor. O reciclo de cada estágio é controlado através de válvulas *splitter* (SPT1 para 3º estágio, e SPT2 para 2º estágio). As correntes a tracejado são denominadas por pseudocorrentes. As pseudocorrentes são correntes de medição, com o objetivo de avaliar os fluxos nos setores da coluna, não influenciando diretamente os resultados e cálculos do processo [3].

Esta configuração tem como objetivo simular o leito de LVGO e de HVGO de forma satisfatória, e monitorizar as condições de topo para tornar o caudal de destilado, da corrente de Off Gas, desprezável.

Como se verifica na Tabela 2.1, pela análise dos rendimentos obtidos com a simulação em comparação com os resultados das referências, existe uma grande diferença principalmente no rendimento de HVGO na ordem dos 30 m<sup>3</sup>/h de diferença. Para o LVGO a diferença é de cerca de 50% entre a

simulação e os resultados presentes nas referências. Para o Destilado a diferença é superior ao triplo entre a simulação (0,68) e as referências (0,202).

**Tabela 2.1 - Rendimentos com 1ª Configuração (adaptado [3])**

Produtos (m <sup>3</sup> /h)	Referências [3]	Rendimento 1ª configuração [3]
Destilado	0,202	0,68
LVGO	22,92	33,73
HVGO	81,43	110
Resíduo de Vácuo	105,53	94,61

A implantação da coluna de destilação de vácuo apresentou produtos fora de especificação para todas as configurações estudadas, necessitando, portanto, de um procedimento tanto para ajustar os produtos às especificações quanto para melhoria dos rendimentos [3].

No segundo tipo de configuração em que a implementação é efetuada numa coluna única tem como objetivo a simulação da coluna nas condições mais próximas das condições reais verificando-se neste casos desvios menos significativos que na configuração anterior [1].

Para o segundo tipo de configuração, normalmente utilizada, verifica-se na Figura 2.5 que esta configuração apresenta 3 *pumparounds* para os principais produtos (destilado, LVGO e HVGO), havendo assim 5 correntes de extração de produtos, as dos três produtos principais, a corrente de topo e a corrente de fundo.

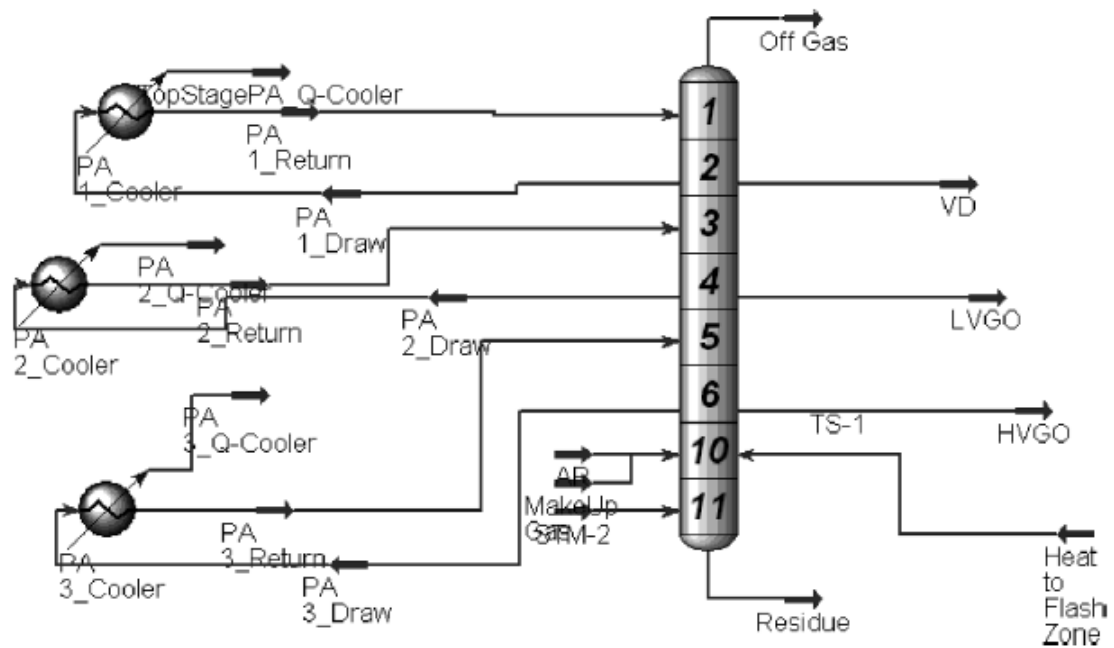


Figura 2.5 - Coluna de vácuo para a 2ª configuração [1]

Apresentam-se os resultados na Figura 2.6 e na Figura 2.7 obtidos com esta configuração.

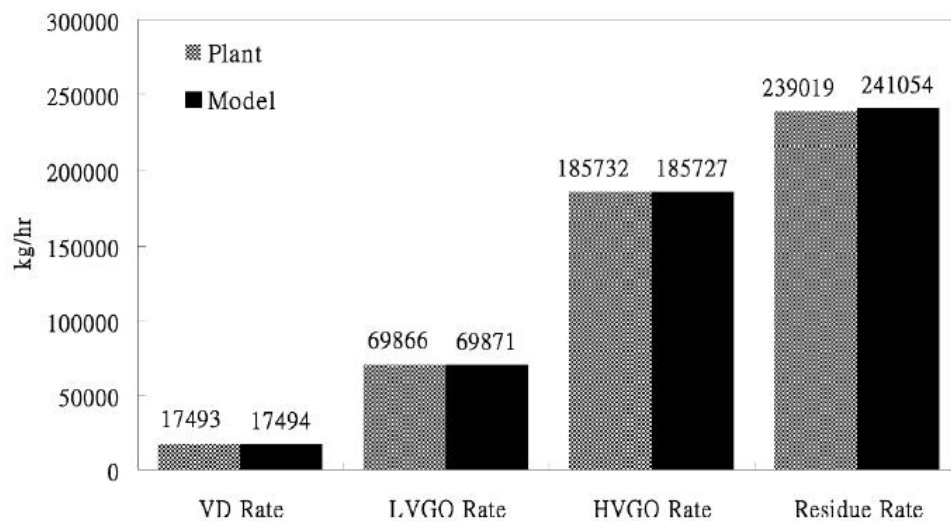
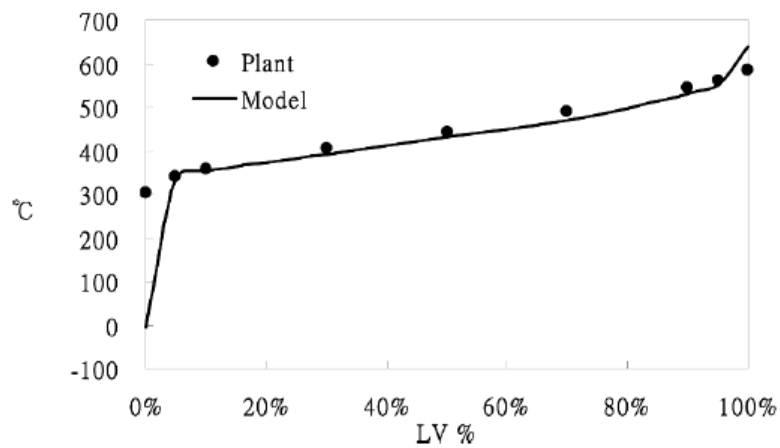


Figura 2.6 - Rendimentos 2ª configuração [1]

Como se verifica na Figura 2.6 os rendimentos obtidos através da simulação em comparação com os valores reais são bastante semelhantes, sendo o desvio entre os dois casos de no máximo 2 Ton/h, o que para os caudais utilizados pode ser desprezável este desvio.



**Figura 2.7 - Comparação da destilação do VGO pelo D1160 para a 2ª configuração [1]**

Em termos da qualidade dos produtos obtidos verifica-se que a destilação de vácuo do VGO segundo o método ASTM D1160 é muito semelhante, existindo apenas diferenças no ponto inicial da destilação para a simulação em comparação com os valores reais, nos pontos restantes da destilação o caso real é bem modelado pela simulação.

Segundo os autores da segunda configuração, para a implementação de uma coluna de vácuo num simulador são necessários os dados da coluna presentes na Tabela 2.2.

Tabela 2.2 - Dados necessários para implementação do modelo da coluna de vácuo (adaptado [1])

<b>Caudal</b>
Correntes de alimentação e produtos
Todas as correntes dos <i>pumparounds</i>
Todas as correntes de arrefecimento dos <i>pumparounds</i>
<b>Pressão</b>
Zona de <i>Flash</i>
Topo da coluna
Fundo da coluna
<b>Temperatura</b>
Zona de <i>Flash</i>
Topo da coluna
Fundo da coluna
Pratos de extração de produtos
Temperatura de entrada e saída do forno
Linha de transferência
Temperaturas de saída e entrada das correntes de todos os <i>pumparounds</i>
Temperatura de entrada e saída das correntes de refrigeração dos <i>pumparounds</i>
<b>Análises</b>
Destilação e massa volúmica do resíduo atmosférico
Destilação e massa volúmica de todas as correntes de produtos
Composição do gás de topo

Na terceira configuração, em que é utilizada uma configuração mista é utilizada principalmente quando se pretende simular com mais rigor a linha de transferência do efluente do forno para a coluna [4].

A terceira configuração utilizada para simular uma coluna de destilação de vácuo ilustra-se na Figura 2.8.

Nesta configuração a linha de transferência, a zona de *flash* e a zona de recolha de *wash oil* são representados por balões de *flash* e os restantes leitos são representados numa coluna única. Esta configuração tem como objetivo representar de forma mais real a linha de transferência que tem um funcionamento semelhante a um balão de *flash*, e simula os possíveis arrastamentos de líquido da zona de *flash* para o leito de lavagem.

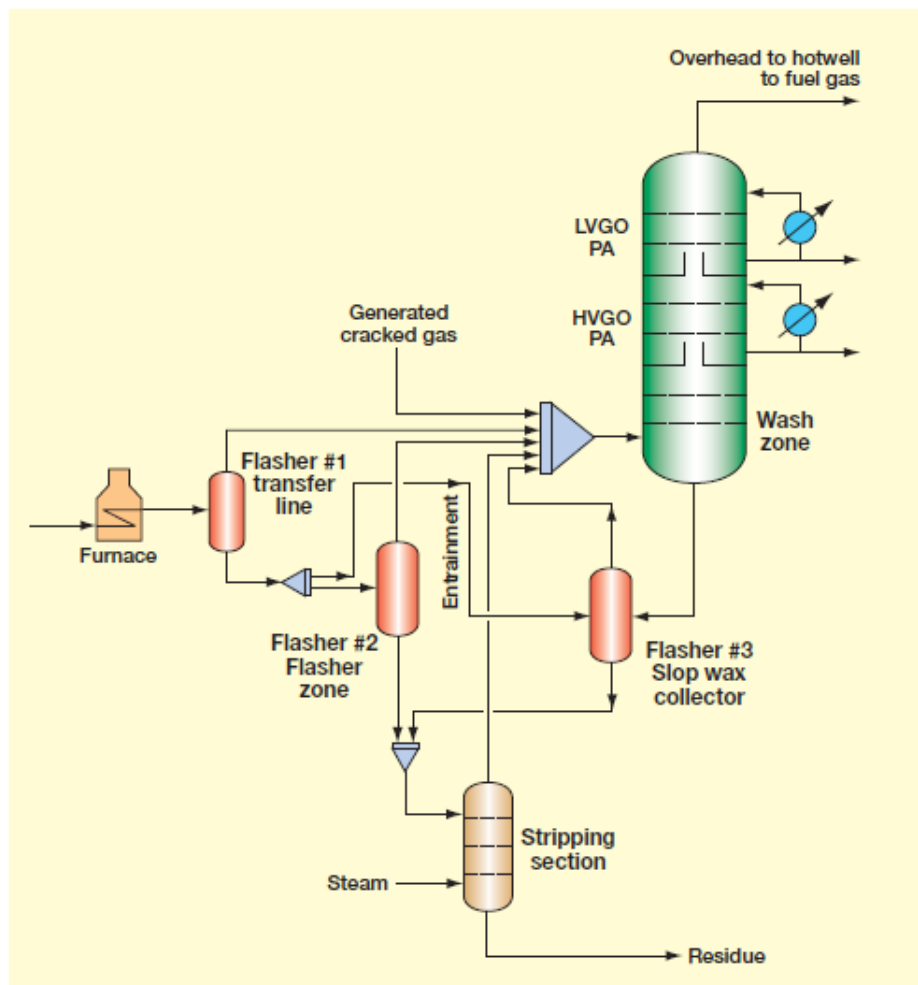


Figura 2.8 - Coluna de vácuo para a 3ª configuração [4]

Em geral são seguidas quatro estratégias para o aumento da produção de VGO. A primeira estratégia é o aumento da vaporização da alimentação pelo aumento da temperatura na zona de *flash* e/ou diminuição da pressão na zona de *flash*. A segunda estratégia é o aumento extração de componentes leves do resíduo através da otimização do vapor de *stripping*. A terceira estratégia é a redução do caudal de descendente na zona de lavagem líquido com manutenção da qualidade da lavagem dos gases ascendem da zona de *flash*, através da redução do caudal de HVGO de lavagem e/ou através da otimização do refluxo de *wash oil* para a coluna. A quarta estratégia é o aumento da separação vapor-líquido na zona de *flash* através da otimização do design da coluna de destilação [1].

Foram efetuados estudos da influência das duas principais estratégias, o aumento da temperatura de *flash* e o aumento do caudal do vapor de *stripping* [1].



Na Figura 2.9 e Figura 2.10 apresentam-se os resultados obtidos para as duas otimizações atrás referidas.

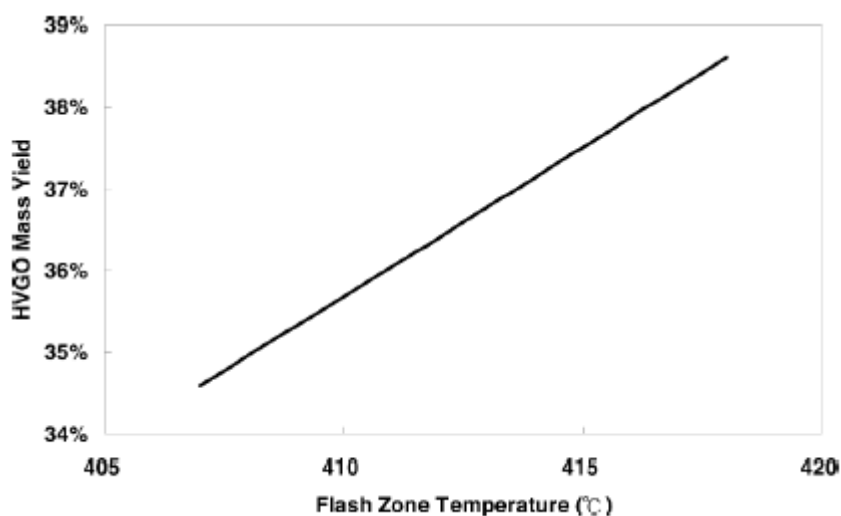


Figura 2.9 - Influência da temperatura da zona de *flash* no rendimento em HVGO [1]

O rendimento mássico em HVGO aumentou 4% quando a temperatura na zona de *flash* aumentou de 407 °C para 418 °C, este aumento é resultante da maior vaporização do resíduo atmosférico [1].

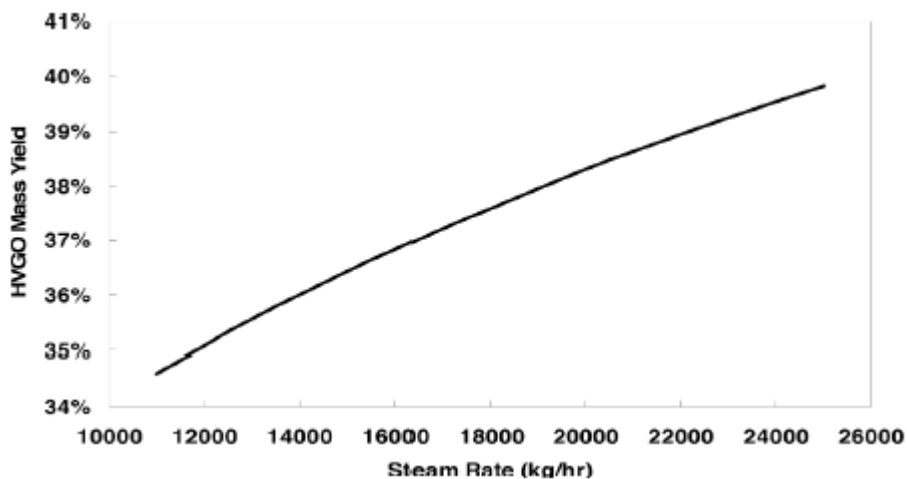


Figura 2.10 - Influência do vapor de *stripping* no rendimento em HVGO [1]

O efeito do vapor de *stripping* é semelhante ao efeito da temperatura da zona de *flash*. O aumento do caudal de vapor de *stripping* reduz a pressão de vapor de hidrocarbonetos e aumenta a vaporização de resíduo atmosférico [1].

Na implementação da unidade de vácuo em simuladores os modelos termodinâmicos normalmente utilizados são o BK10 e o Peng-Robinson. Como é o caso das duas configurações primeiro apresentadas, nesse caso a 1ª configuração utiliza o modelo BK10 e a 2ª configuração o modelo Peng-Rob.

Segundo os fabricantes do *software* utilizado para as simulações os modelos termodinâmicos adequados para unidades de refinaria são BK10, *Grayson*, *Peng-Robinson*, *Mxbonnel*, *Chao-Sea* e *SRK* que seguidamente se descrevem.

### **BK10**

O método BK 10 utiliza a correlação de valores K de *Braun* K-10. A correlação foi desenvolvida através de gráficos de K10 para componentes reais e para frações de hidrocarbonetos. Os componentes reais incluem 70 hidrocarbonetos e gases leves. As frações de hidrocarbonetos entre o intervalo de pontos de ebulição (177 °C – 427 °C) [5].

Os melhores resultados foram obtidos com compostos alifáticos puros e com misturas de aromáticos puros na gama de temperatura dos pontos de ebulição referida. Para misturas de alifáticos e compostos aromáticos ou mistura de nafténicos apresentou menor exatidão [5].

O método é adequado para vácuo ou aplicações com baixas pressões. A gama de temperatura de aplicação dos gráficos de K10 é de -140 °C a 527 °C [5].

### ***Grayson***

Este método desenvolvido para sistemas que contém hidrocarbonetos e gases leves como o dióxido de carbono e o sulfureto de hidrogénio [5].

Este tem razoáveis resultados para temperaturas entre -213 e os 527 °C para pressões acima de 200 bar. Pode ser utilizado com limitações a pressões abaixo de 40 bar e temperaturas inferiores a -213 °C [5].

O método não é recomendado para modelar separações de isómeros, e não se deve usar a pressões muito elevadas, especialmente perto do ponto crítico da mistura porque podem ocorrer comportamentos anómalos nessa região [5].

***Peng-Robinson***

Este método utiliza a equação de estado cúbica *Peng-Robinson* Padrão (Eq.1) para todas as propriedades termodinâmicas, à exceção do volume molar de líquido, o método API para o volume molar do líquido para pseudocomponentes e o modelo *Rackett* para componentes reais [5].

$$Z = \frac{V}{V-b} - \frac{a(T)V}{RT[V(V+b) + b(V-b)]} \quad (\text{Eq. 1}) [6]$$

Este método é recomendado para processamento de gás, refinarias e aplicações petroquímicas. Algumas aplicações incluem unidades de gás, destilações de crude e unidades de etileno [5].

Este método é adequado para misturas apolares ou ligeiramente polares. Por exemplo os hidrocarbonetos e gases leves, como o dióxido de carbono, sulfureto de hidrogénio e hidrogénio [5].

Este método é particularmente adequado para altas temperaturas e regiões de alta pressão, no processamento de hidrocarbonetos ou extrações supercríticas [5].

***Mxbonnel***

Este método utiliza o sistema de gás ideal para os coeficientes de fugacidade do vapor, o modelo *Maxwell-Bonnel* para a pressão de vapor para calcular o coeficiente de fugacidade do líquido (*K-values*), a equação de estado *Soave-Redlich-Kwong* (Eq. 2) para as propriedades do líquido e do vapor. A entalpia da água é calculada pelas tabelas de vapor NBS. O modelo *Trapp* para as propriedades de transporte [5].

$$Z = \frac{V}{V-b} - \frac{a(T)}{RT(V+b)} \quad (\text{Eq. 2}) [6]$$

Este método é semelhante ao BK10, exceto que o modelo da pressão de vapor *Maxwell-Bonnel* é utilizado para todos os hidrocarbonetos pseudocomponentes. Para componentes puros são utilizadas as correlações padrão para a pressão de vapor. Este método só deve ser utilizado para baixas pressões [5].

Este método é utilizado para destilações de crude, para colunas de vácuo e para algumas partes do processo de etileno. Os melhores resultados obtém-se para misturas de hidrocarbonetos [5].

Este método foi desenvolvido para vácuo e baixas pressões. Não se deve utilizar este método para pressões muito altas, especialmente próximo das condições críticas [5].

### ***Chao-Sea***

O método *Chao-Sea* utiliza a correlação *Chao-Seader* para o coeficiente de fugacidade para o estado de referência, o modelo *Scarchard-Hildebrand* para o coeficiente de atividade, a equação de estado *Redlich-Kwong* para as propriedades da fase de vapor, a equação de estado *Lee-Kesler* para as entalpias do líquido e do vapor, o método API para o volume molar de líquidos, viscosidade e tensão superficial [5].

Este pode ser utilizado para destilações de crude, colunas de vácuo e para algumas partes do processo de etileno. Não é recomendado para sistemas que contém hidrogénio [5].

Os intervalos para este método são os seguintes:

$$-73 < T < 260 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P < 140 \text{ atm}$$

### **SRK**

Este método utiliza a equação cúbica de estado *Soave-Redlich-Kwong* (SRK) para todas as propriedades termodinâmica com a opção de melhorar o volume molar de líquido usando a correção de volume. As opções é utilizar a correção *Peneloux-Rauzy* para o volume molar de líquido, as tabelas de vapor NBS para calcular as propriedades da água [5].

Este método é recomendado para processamento de gás, refinarias e aplicações petroquímicas. Algumas aplicações incluem unidades de gás, destilações de crude e unidades de etileno [5].

Este método é adequado para misturas apolares ou ligeiramente polares. Por exemplo os hidrocarbonetos e gases leves, como o dióxido de carbono, sulfureto de hidrogénio e hidrogénio, sendo particularmente adequado para altas temperaturas e regiões de alta pressão, no processamento de hidrocarbonetos ou extrações supercríticas [5].



## Descrição da Refinaria de Sines

A Refinaria de Sines é uma das maiores da Europa, com uma capacidade de destilação de 10,9 milhões de toneladas por ano, ou seja, 220 mil barris por dia [7].

A Refinaria de Sines iniciou a sua laboração em 1978. Esta unidade industrial estratégica, muito importante na atividade económica do país, está estrategicamente localizada em Sines, na mais movimentada rota mundial de petroleiros, o porto de Sines [7].

Ocupa uma área de 320 hectares, com uma capacidade de armazenagem de 3 milhões de m<sup>3</sup>, dos quais 1,5 milhões de petróleos brutos e o restante de produtos intermédios e finais, como o gás, a gasolina, o gasóleo, etc.. A Refinaria compreende 34 unidades processuais [7].

O crude proveniente da armazenagem entra na unidade de destilação atmosférica onde ocorre a primeira separação nas frações de gases, naftas, petróleo, gasóleo leve, gasóleo pesado e resíduo atmosférico [7].

O resíduo atmosférico pode ser enviado para as duas unidades de destilação de vácuo existentes na Refinaria, estas unidades tem como objetivo a produção de gasóleo de vácuo através da separação a pressão reduzida.

O resíduo de vácuo da primeira unidade pode ser utilizado para a produção de betumes ou para a utilização na produção de fuelóleo. O resíduo da segunda unidade de destilação de vácuo é alimentado à unidade de *visbreaker*.

Os gasóleos de vácuo produzidos nas duas unidades de vácuo podem ser enviados para uma unidade de dessulfuração ou para a unidade de FCC, posteriormente o gasóleo de vácuo ligeiro da segunda unidade passou a ser alimentado, preferencialmente, à unidade de *hydrocraker*.

O destilado produzido na segunda unidade de destilação de vácuo é alimentado a uma unidade de dessulfuração para posterior incorporação deste produto no gasóleo.

Parte da nafta produzida na unidade de destilação atmosférica é enviada para a unidade de *Isomax* em que através de reações de *hydrocracking*, que têm lugar em atmosfera de hidrogénio e na presença de um catalisador, a nafta é convertida em propano e butano, produzindo, ainda uma pequena quantidade de gasolina de *isomax*, que vai ser utilizada também como componente de gasolinas acabadas.

Outra parte da nafta produzida na unidade de destilação atmosférica é enviada para a unidade de *platforming* que converte uma nafta de baixa qualidade em componentes de elevado índice de octanas através de uma reforma catalítica na presença de um catalisador. Dos compostos de elevado índice de octanas incluem-se os hidrocarbonetos aromáticos, como por exemplo o benzeno e o xileno. Como subprodutos são produzidos propano, butano e hidrogénio, este último é alimentado a outras unidades como as unidades de dessulfuração e o *isomax*.

O LPG, isopentano, gasolina ligeira e petróleo produzidos na primeira unidade de destilação são enviados para várias unidades de *Merox*, uma para cada tipo de produto, que têm como objetivo a extração dos mercaptanos ou a conversão destes em dissulfuretos. A *merox* consiste num tratamento catalítico dos produtos intermédios com uma solução de hidróxido de sódio.

A nafta, o gasóleo pesado, o gasóleo ligeiro e o gasóleo de vácuo são tratados em unidades de *hydrobons* com o objetivo de remover os compostos sulfurados, os azotados e os oxigenados na presença de um catalisador e numa atmosfera de hidrogénio.

No *visbreaker* a alimentação é proveniente do fundo das duas destilações de vácuo existentes na Refinaria. O objetivo desta unidade é a redução da viscosidade da alimentação através de reações de craqueamento térmico que transforma o resíduo de vácuo em gás de topo, nafta, gasóleo e resíduo de *visbreaker* que é utilizado na produção de fuelóleo.

Parte do gasóleo de vácuo produzido nas unidades de destilação de vácuo e parte do resíduo atmosférico são alimentados à unidade de FCC onde através de reações de *cracking* catalítico são obtidos LPG, gasolina, *swing-cut* e *slurry*.

Os butilenos provenientes do FCC e o isobutano produzido na destilação atmosférica são alimentados à unidade de alquilação. Esta unidade tem como objetivo a produção de alquilado que é constituído principalmente por iso-octano que será um componente da gasolina, este composto tem um elevado índice de octanas.

A gasolina produzida no FCC é dessulfurada na unidade de HT. A gasolina é tratada num reator através de uma reação com hidrogénio, sendo esta depois separada em dois produtos, o LCN e o HCN.

O gasóleo de vácuo ligeiro proveniente da segunda destilação de vácuo e da armazenagem é alimentada à unidade de *hydrocracker* tendo como objetivo principal a produção de gasóleo. Esta unidade é uma unidade catalítica que converte em dois reatores o gasóleo de vácuo em produtos com maior valor comercial, o LPG, a nafta, o petróleo e o gasóleo.

Para a produção do hidrogénio necessário às unidades da Refinaria de Sines estão implantadas nas instalações duas unidade de *steam reforming*, em que se produz hidrogénio a partir de gás natural.

Devido às imposições legais é extraído a maior parte do enxofre e da amónia dos produtos refinados, então são necessárias várias unidades para tratar as correntes ricas em compostos de enxofre e amónia. Para efetuar este tratamento existem três unidades na Refinaria que transformam os compostos de enxofre em enxofre elementar. Então todos os gases provenientes do tratamento de gases com aminas é enviado para as unidades de Claus que na presença de um catalisador transformam o enxofre na forma de  $H_2S$  em enxofre sólido.

Como auxiliar de todas as unidades da Refinaria existem unidades que efetuam a produção de vapor, de energia elétrica, de água de refrigeração, de ar comprimido, de água bruta e de água potável tratada, sendo estas unidades indispensáveis para o funcionamento da Refinaria.







## Unidade de Destilação de Vácuo II

A unidade de destilação de vácuo II é alimentada pelo resíduo atmosférico da coluna de destilação atmosférica e foi projetada para um processamento previsto de 45000 BPSD (7104 Ton/dia), funcionando com um rendimento de 60 a 100% [8].

### Objetivo da unidade

A unidade de destilação de vácuo foi instalada no complexo de *cracking* inicialmente com o objetivo de preparar a alimentação para a unidade de FCC. Uma vez que a alimentação desta unidade é VGO, um dos produtos obtidos através da destilação de vácuo [8].

A destilação de vácuo tem como objetivo destilar o produto de fundo da coluna de destilação atmosférica (resíduo atmosférico). Para que esta operação seja possível é necessário reduzir a pressão na coluna, para pressões inferiores à pressão atmosférica. Uma vez que a pressões inferiores à pressão atmosférica os componentes presentes no resíduo atmosférico têm pontos de ebulição mais baixos, não sendo assim necessário tanta energia como seria caso a destilação fosse efetuada à pressão atmosférica, no plano teórico, uma vez que a destilação na poderia ocorrer a temperaturas muito altas por problemas de operação e de segurança.

## Principais secções da unidade

### Secção de Pré-aquecimento

O objetivo do pré-aquecimento da matéria-prima é em primeiro lugar, obter uma temperatura da corrente de resíduo atmosférico de acordo com o desejado à entrada do forno para que os gastos energéticos neste sejam os menores possíveis. Com o aquecimento da corrente de entrada no forno obtém-se um arrefecimento em outros produtos, aumentando assim a eficiência energética da unidade [8].

A zona de pré-aquecimento da carga é constituída por uma série de permutadores tubulares em que os próprios produtos da coluna de vácuo (LVGO, HVGO e resíduo de vácuo) são utilizados para o aquecimento da alimentação do forno, arrefecendo estes produtos para posterior refluxos para a coluna ou para o envio dos produtos para a armazenagem [8].

Para além dos produtos da coluna também é utilizado no aquecimento do resíduo atmosférico o resíduo do fundo do visbreaker, permitindo assim que a temperatura de entrada do resíduo atmosférico no forno seja próxima dos 300 °C [8].

### Forno de Vácuo

No forno de Vácuo o resíduo atmosférico é aquecido e evaporado. O forno é composto por oito passagens e é injetado vapor em pontos determinados para aumentar a evaporação do resíduo atmosférico [8].

A temperatura de saída do forno deve ser de cerca de 400 °C sendo esta controlada pela injeção de *fuel* gás no forno. A temperatura de saída não deve ser superior 400 °C, uma vez que a temperaturas mais elevadas ocorrem reações de *cracking* ocorrendo assim formação excessiva de coque dentro do forno [8].

Na zona de convecção do forno é efetuado o sobreaquecimento do vapor produzido na unidade de destilação de vácuo e de *visbreaker* [8].

O aumento de temperatura no forno permite o aumento do rendimento em produtos destilados, nomeadamente em VGO. Este aumento está limitado à resistência que a carga tem para sofrer o *cracking*, se a carga for mais resistente ao *cracking* é possível operar o forno a temperaturas mais elevadas do que com cargas menos resistentes. A carga sofrendo *cracking* origina uma maior produção de coque no forno, obrigando a mais paragens para a limpeza do mesmo [9].

A Figura 4.1 ilustra o forno e a linha de transferência para a coluna.

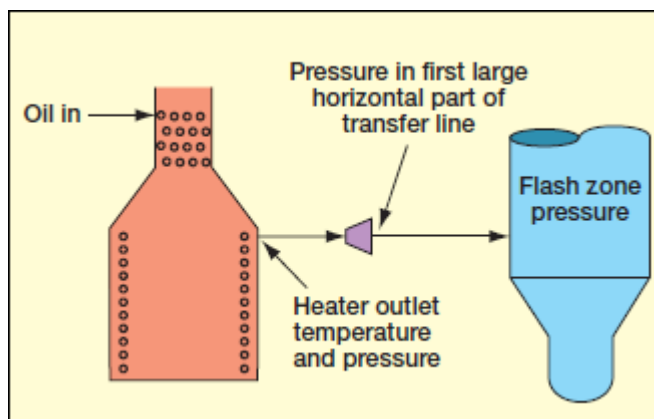


Figura 4.1 - Saída do forno e pressão na linha de transferência [9]

É possível operar o forno a temperaturas muito altas sem que exista formação excessiva de coque, se o caudal da alimentação for elevado ou se o tempo de residência nos tubulares for baixo. Fornos com injeção de vapor reduzem o tempo de residência da carga permitindo assim temperaturas de operação muito elevadas [9].

Com injeção de vapor nos passos do forno não só se diminui o tempo de residência dentro do forno, como se reduz a pressão parcial de hidrocarbonetos na zona de *flash* ocorrendo um aumento da vaporização, podendo-se assim operar o forno com temperaturas próximas de 427-430 °C [10].

O caudal de vapor varia entre 0,1 e 1% (m/m) da alimentação [10].

## Coluna de Vácuo

Na Figura 4.5 é ilustrada a coluna de destilação existente na Refinaria de Sines e na Figura 4.8 é ilustrada a unidade de destilação de vácuo.

A coluna de vácuo é alimentada na zona de *flash* onde ocorre a separação dos vapores do líquido.

O vapor e o líquido da alimentação devem entrar na coluna com uma velocidade entre (116 – 121 m/s). Idealmente o vapor entra nesta zona em movimento radial, como ilustrado na Figura 4.2, para uma distribuição uniforme e para que exista o mínimo de arrastamento de componentes pesados para a secção de lavagem [9].

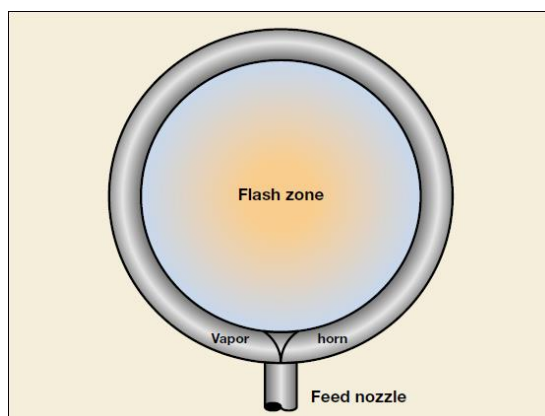


Figura 4.2 - Esquemático do fluxo radial do vapor [11]

A pressão na zona de *flash* depende da pressão de sucção do primeiro ejetor e das perdas de pressão ao longo da coluna. As pressões baixas aumentam o rendimento da coluna mas pode representar um aumento de custos em utilidades ou custos com o sistema de injeção que seja capaz de suportar o aumento do caudal do gás de entrada [10].

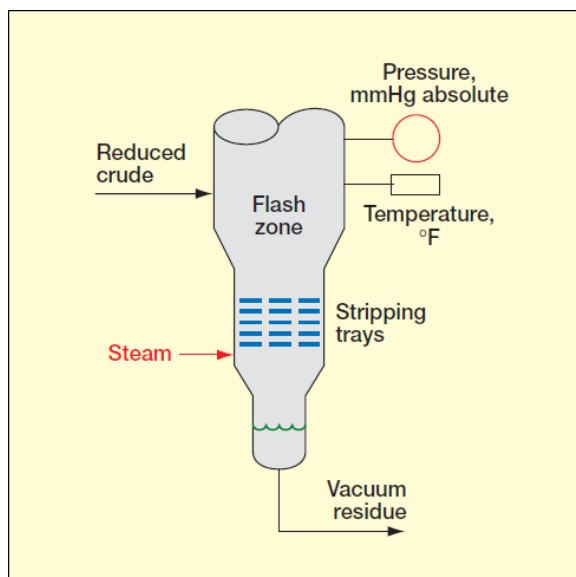
O líquido da secção de *flash* desce para a secção de retificação, chamada de secção de *stripping*, composta por 9 pratos em campânula, onde é retificado com vapor de baixa pressão sobreaquecido, denominado vapor de *stripping*.

A secção de *stripping* permite a redução da temperatura de operação do forno uma vez que nesta ocorre a vaporização de parte do líquido que desce da zona de *flash*. Esta vaporização ocorre por ação da adição de vapor que reduz a pressão parcial de hidrocarbonetos aumentando assim o rendimento em gasóleo de vácuo [12]. A eficiência da secção de *stripping* tem influência no rendimento de HVGO, na qualidade do resíduo e na quantidade de metais presentes no HVGO [13].

Como o vapor de *stripping* diminui a pressão parcial de hidrocarbonetos aumenta a vaporização e o rendimento, sendo esta uma variável de grande importância [10].

Alto tempo de residência do líquido na secção de *stripping* pode originar formação de coque nos pratos desta secção. A adição de resíduo de vácuo frio (*quench*) tem como objetivo minimizar a formação de coque, mas esta reduz ou elimina os benefícios do *stripping* [12].

Na Figura 4.3 ilustra-se a secção de *flash* e de *stripping*.



**Figura 4.3 - Secção de *Flash* e de *Stripping* [10]**

O refluxo de resíduo de vácuo retirado do fundo da coluna é arrefecido no permutador VV-E-1, sendo depois adicionado a este refluxo um caudal de resíduo de vácuo frio proveniente da armazenagem ou da outra unidade de vácuo existente, que tem uma temperatura de 140 °C. Este arrefecimento do fundo da coluna é necessário porque as temperaturas elevadas (400 °C) e o longo tempo de residência (15 min) do produto de fundo pode originar o *cracking* indesejável do resíduo de vácuo [8].

Quando existe alimentação de resíduo de vácuo da outra unidade de vácuo existente o produto de fundo da coluna será arrefecido até 338 °C, caso não exista esta alimentação o arrefecimento será só efetuado pelo permutador VV-E-1. A temperatura no fundo da coluna não deve ser superior a 360 °C [8].

O vapor da secção de *flash* ascende para a secção de lavagem da coluna de vácuo. Nesta secção é utilizado HVGO como líquido de lavagem, este é alimentado no topo do leito e efetua o arrastamento das partículas e de metais que são transportados pelo vapor para o resíduo de vácuo e para o *wash oil*, reduzindo assim os metais nos cortes de produto localizados mais acima na coluna [8].

Esta secção é o último leito de enchimento da coluna que tem um distribuidor de líquido e que contem um prato abaixo do leito onde é retirado o *wash oil*. [14].

Este leito tem como função remover os resíduos que são arrastados no vapor a partir da zona de *flash*, e promover o fracionamento do HVGO. Os requisitos do fracionamento dependem do tipo de crude, da qualidade do HVGO e do rendimento pretendido [12].

Para prevenir a formação de coque neste leito é necessário um caudal de líquido de lavagem suficiente para que o centro do leito esteja suficientemente molhado, o tempo de residência do líquido no leito deve ser baixo para evitar o *cracking* [9]. A coquificação ocorre principalmente no centro do leito e no prato de recolha do *wash oil* [12].

Na Figura 4.4 ilustra-se a formação de coque no leito de lavagem e no prato de extração de *wash oil*.

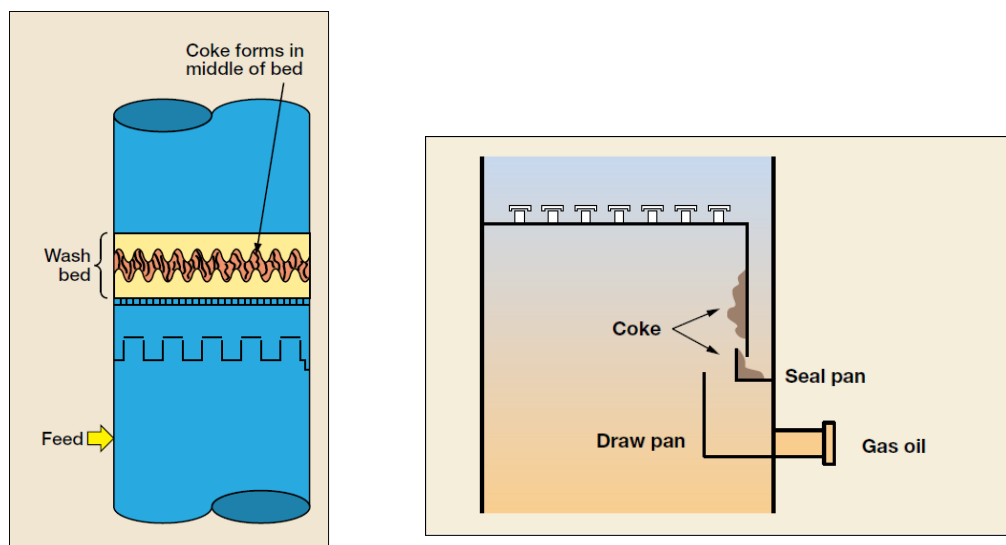


Figura 4.4 - Coque no leito de lavagem [15] e no prato de extração de *Wash Oil* [11]

Ocorre uma deposição de coque no leito de lavagem em 100 % dos casos em que a zona de *flash* opera a temperaturas superiores a 398 °C. A única exceção a este facto é quando o leito de lavagem é curto (0,9 – 1,2 m), uma vez que permite uma lavagem suficiente com HVGO, havendo arrastamento do coque para o prato de extração e para o fundo da coluna [9].

Quase todas as colunas de vácuo que operam a temperaturas superiores a 388-393 °C tem o leito de lavagem coqueificado num prazo de 4 anos, em situações extremas este pode ser inferior a 1 ano [10].

O óleo de lavagem sujo (*wash oil*) é recolhido no acumulador VV-V-2 [8].

O vapor que ascende da secção de lavagem são parcialmente condensados no leito de HVGO, sendo este líquido recolhido no acumulador VV-V-3. Parte deste HVGO é utilizado como líquido de lavagem e o restante é reencaminhado para o permutador VV-E-2, onde parte passa através do permutador e o restante pelo *by pass* [8].

Após a passagem pelo permutador VV-E-2 e pelo *by pass*, o HVGO passa pelo permutador VV-E-3, após este, parte é retirada e a restante é enviada para o topo do leito de HVGO, tendo como função arrefecimento do leito [8].

O restante dos vapores ascende para o leito de LVGO onde parte são condensados e recolhidos no acumulador VV-V-4. O LVGO retirado do acumulador passa pelo permutador VV-V-4 e parte deste é enviado para a coluna como refluxo, no topo do leito de LVGO, e o restante é extraído como produto [8].

A temperatura do produto extraído pode ser controlada através do *by pass* ao permutador VV-E-4. Para o caso de alimentação quente esta temperatura deve ser igual à do resíduo atmosférico para evitar a permuta no VV-E-12. Para o caso da alimentação fria esta temperatura deve ser a máxima possível para que a corrente de LVGO possa sair quase na totalidade (à exceção do caudal necessário de refluxo) pelo *by pass*, para que a transferência de calor para o resíduo atmosférico seja a máxima possível [8].

O vapor que ascende do leito de LVGO entram no leito de fracionamento, este leito assegura a boa separação entre o LVGO e o destilado. No topo deste leito é adicionado à coluna o refluxo de destilado que arrefece o leito condensando os vapores de LVGO [8].

Os vapores de destilado são condensados no leito de destilado, no fundo deste leito é recolhido o destilado que é conduzido para o acumulador VV-V-5, antes de ser arrefecido parte é enviada para a coluna. O restante do destilado passa pelo permutador VV-E-7 da qual partem duas correntes, uma de refluxo de circulação para o topo da coluna e outra é extraída como produto. Os vapores restantes (vapor de água, inertes e hidrocarbonetos leves) são aspirados da coluna pelo sistema do topo [8].

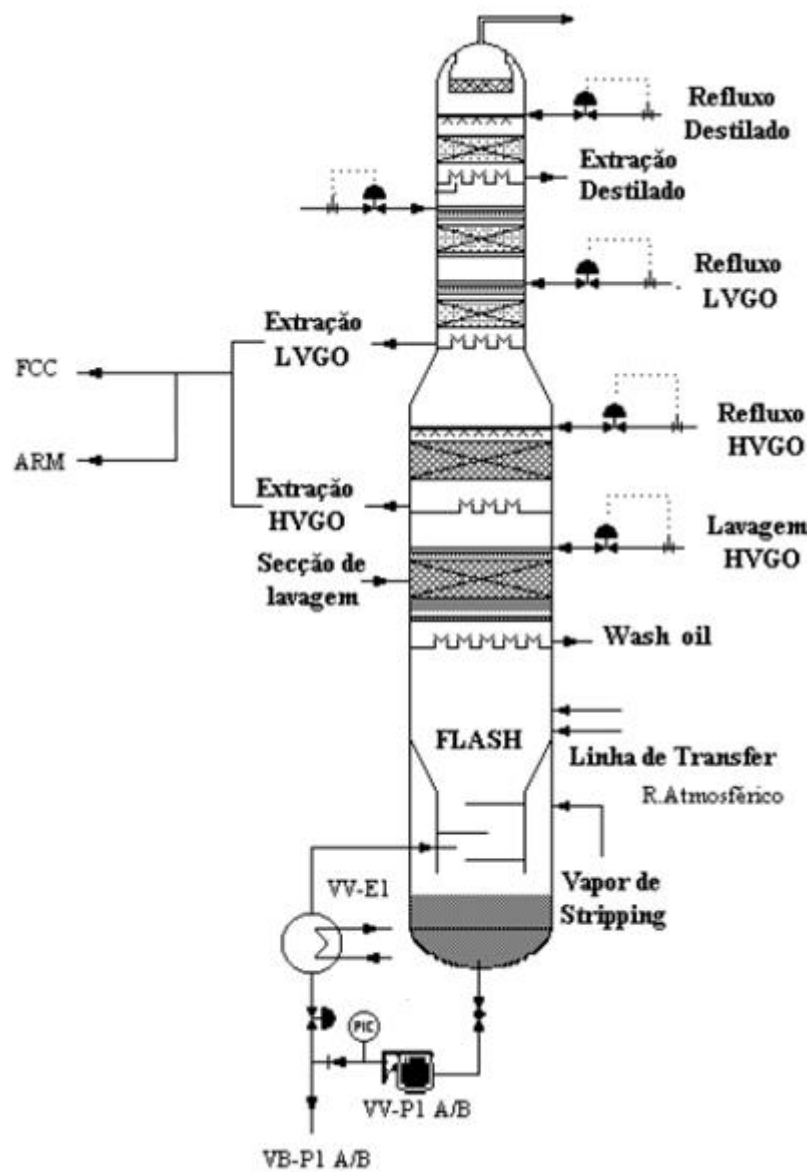


Figura 4.5 - Coluna de Vácuo [8]

### Sistema de Topo

Os vapores de topo da coluna de vácuo são aspirados para o ejetor de primeiro estágio e são parcialmente condensados juntamente com vapor de baixa pressão num condensador. Os vapores que saem do primeiro condensador de topo são aspirados para o ejetor de segundo estágio que são conduzidos juntamente com vapor de baixa pressão para outro condensador [8].



Os líquidos condensados nos dois condensadores são recolhidos no acumulador de topo. Este acumulador funciona como separador líquido-líquido, fazendo a separação de água ácida e dos hidrocarbonetos (*slops*), estes dois são bombeados para fora da unidade [8].

Os vapores do segundo condensador de topo são aspirados para a bomba de vácuo de anel líquido, a qual descarrega para um outro acumulador, onde a água é recirculada pela bomba de vácuo. Ocorre a drenagem de água e óleo em excesso neste acumulador [8].

Os vapores são enviados via acumulador de selagem para a câmara de combustão do forno do vácuo ou para a *flare* [8].

As baixas pressões no topo da coluna reduzem a densidade do vapor o que aumenta a velocidade do vapor. As temperaturas elevadas tem como consequência o aumento de pressão no topo da coluna, o inverso acontece quando as temperaturas no forno são mais baixas [16].

A diminuição da temperatura do forno tem como consequência o menor *cracking*, produzindo menos compostos leves, logo a quantidade de gases no topo da coluna, assim a pressão no topo baixa. Mas pode ocorrer um maior arrastamento de resíduo de vácuo, uma vez que a pressão diminui e pode ocorrer *cracking* no fundo da coluna, havendo assim a produção de componentes leves que podem arrastar o resíduo [16].

A pressão de sucção do primeiro ejeter é uma variável muito importante, uma vez que é este que define a pressão na zona de *flash* [16].

A minimização da quantidade de gás que entra no injetor aumenta o rendimento da coluna e minimizando a temperatura de topo da coluna diminui-se a quantidade de gases que entram no injetor, sendo este mais eficiente e sendo possível diminuir a pressão de topo [17].

Na Figura 4.6 ilustra-se um injetor carregado de gás.

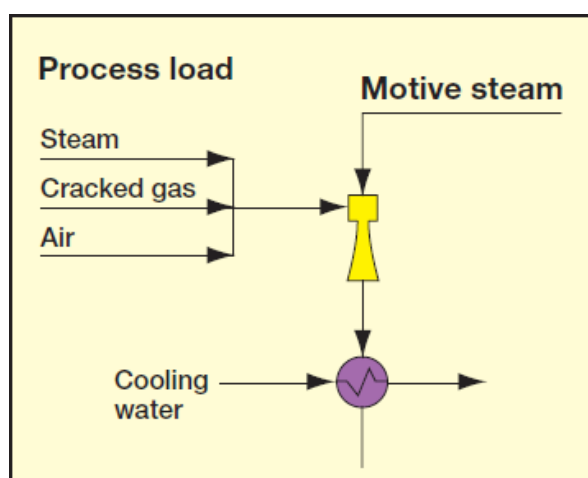


Figura 4.6 - Injetor carregado de gás [12]

A água de arrefecimento no condensador após o injetor e o refluxo de topo são os maiores fatores para a minimização da pressão de topo [17].

O vapor do injetor e de processo deve ser condensado nos condensadores a água, que define um mínimo de pressão de descarga do injetor de 60-65 mmHg absoluto e que a água de refrigeração deve ter uma temperatura de 29-32 °C [10].

Na Figura 4.7 ilustra-se o sistema de topo em operação na coluna de vácuo da Refinaria de Sines.

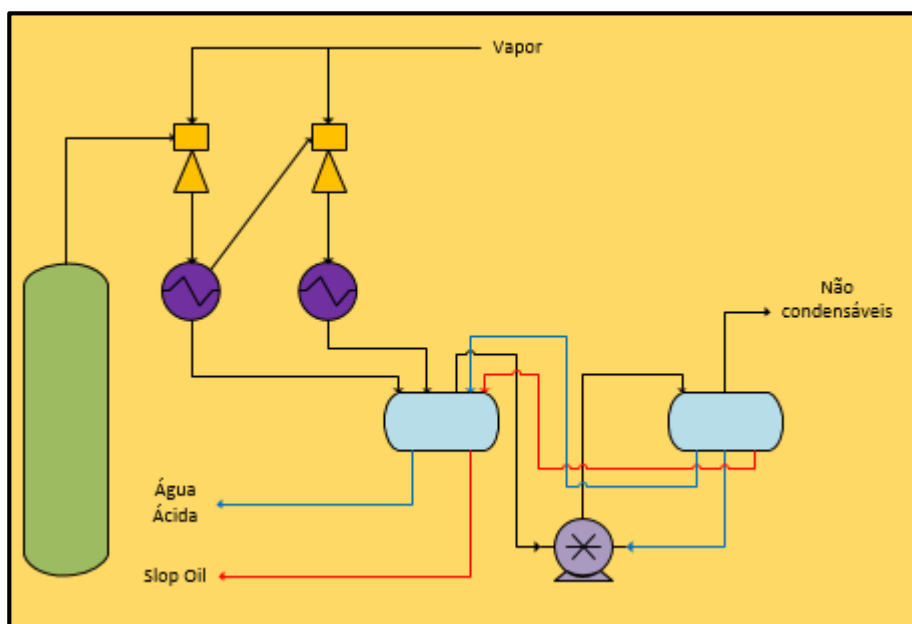


Figura 4.7 - Sistema de topo [18]

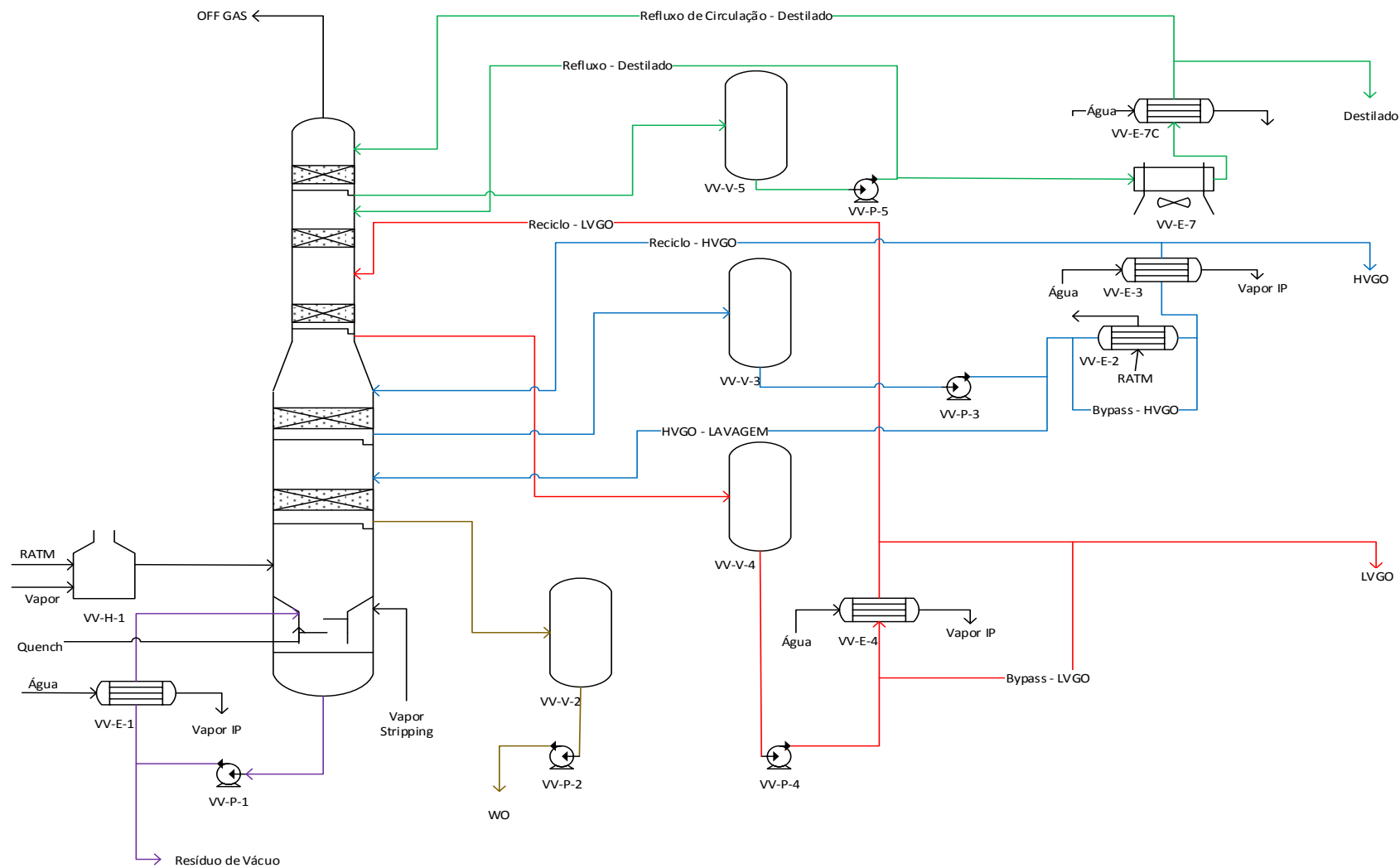
### Descarga dos produtos

A unidade de destilação de vácuo produz quatro produtos: Resíduo de Vácuo, HVGO, LVGO e destilado [14].

O resíduo de vácuo é normalmente alimentado diretamente para o forno de *visbreaker* depois de ser bombeado pela bomba de alimentação do *visbreaker* [14].

O HVGO pode ser alimentado à unidade de FCC para onde o produto deve ser enviado o mais quente possível para não haver perdas de eficiência. Se parte do HVGO vai para armazenagem ou para a unidade de dessulfuração de gasóleo de vácuo a corrente é ainda mais arrefecida pois deve ser alimentada ou armazenada a uma temperatura próxima dos 80 °C [14].

Para o LVGO o processo é idêntico ao do HVGO, se for para alimentação ao FCC ou *Hydrocracker* a corrente é retirada quente da unidade enquanto se for para armazenagem ou para dessulfuração a corrente tem de ser arrefecida num permutador com água temperada [14].



**Figura 4.8 – Unidade de destilação de Vácuo**

## Simulação da operação da Coluna de Vácuo

### Materiais e Métodos

Para a implementação da coluna de vácuo no simulador ASPEN PLUS® é necessário a recolha dos dados operacionais da unidade, recorrendo para isso à base de dados da Refinaria de Sines.

Para o caso de *design* e para o *Test Run* foram utilizados os dados fornecidos pelo licenciador, para o *Test Run* foram utilizados alguns dados operacionais reais verificados durante a execução do teste das garantias da unidade.

Para os casos reais de operação foram extraídos os dados operacionais da base de dados através do recurso às *Tags* dos medidores de pressão, de caudal e temperatura existentes na unidade.

Após a recolha dos dados operacionais eram necessárias análises analíticas à alimentação e aos principais produtos, com o objetivo de comparar os resultados obtidos na simulação com os resultados obtidos nas condições reais.

Os ensaios que foram necessários realizar no Laboratório foi a massa volúmica para a alimentação e para os produtos, a destilação atmosférica do destilado de vácuo e a destilação de vácuo para a alimentação e para os gasóleos de vácuo.

Os principais métodos de comparação são a destilação atmosférica pelo método ASTM D 86 e a destilação de vácuo pelo método ASTM D 1160.

As destilações dos métodos são efetuados em *batch* sendo que no caso do método ASTM D86 é possível efetuar a caracterização da amostra para as temperaturas de ebulição entre os 20 °C e os 400 °C, para o método ASTM D 1160 é possível destilar as amostras até um temperatura máxima de 400

°C no líquido do balão, normalmente a destilação de vácuo são efetuadas a uma pressão de 1mmHg para destilar o máximo possível da amostra.

Para a implementação no simulador, a introdução da corrente de *quench* efetuou-se da mesma forma que o licenciador efetuou nas suas simulações, logo para o caso da simulação assumiu-se que a composição da corrente de *quench* é igual à do resíduo de vácuo da coluna que se está a simular.

Posteriormente com recurso aos dados recolhidos do *Test Run* foi implementado no mesmo modelo do caso de *design*, só havendo alterações da alimentação para o caso do *Test Run*, todas as outras variáveis foram mantidas iguais às do caso de *design*, nomeadamente a pressão da coluna e os refluxos dos *pumparounds*.

Após a implementação do caso do *Test Run* efetuaram-se a implementação de quatro casos reais da coluna de vácuo. Para esta implementação foram recolhidos, como anteriormente referido, os dados reais das variáveis de processo, como: a pressão de topo, as temperaturas e caudais dos *pumparounds*, do caudal de *quench*, do caudal de reciclo do fundo e de destilado. Para cada caso real a perda de carga entre leitos foi ajustada para que a temperatura de topo seja semelhante à de cada caso real, uma vez que o simulador necessita de pelo menos duas pressões, ao longo da coluna, para efetuar a simulação.

## Implementação do caso de *design* da coluna

Como caso base para a implementação da coluna de vácuo da Refinaria de Sines recorreu-se aos dados da coluna como, balanços de massa, refluxos, pressões, alimentação e produtos com que a empresa licenciadora da unidade efetuou as simulações após o *revamping* da coluna.

### Caracterização da alimentação

Para a simulação do caso de *design* a empresa licenciadora da unidade utilizou como alimentação uma carga direta da destilação atmosférica, em que a alimentação à destilação atmosférica era composta pelos seguintes crudes: 50% *Iranian light* e 50% *Ural*.

A alimentação ao forno da coluna de vácuo deveria ser caracterizada da forma mais completa possível uma vez que é uma corrente fundamental no processo de implementação da simulação. Por isso, deveria introduzir-se no simulador a massa volúmica, a destilação pelo método D1160 ou D2887 que são respetivamente a destilação de vácuo em *batch* e a destilação simulada por cromatografia e a

composição do *Off Gas* que sai no topo da coluna, para a realização desta simulação só foi possível utilizar os dois primeiros parâmetros.

O simulador com base nos parâmetros inseridos efetua uma estimativa dos compostos existentes através da criação de pseudocomponentes. Estes pseudocomponentes são componentes que não existem na realidade mas que são gerados de acordo com a curva de destilação. Com base na temperatura de cada corte da destilação é gerado um pseudocomponente que tem como ponto de ebulição médio um valor próximo do ponto da curva de destilação que está a modelar.

Os pseudocomponentes para cada temperatura média de ebulição tem vários parâmetros que são utilizados nos modelos, como por exemplo as condições críticas. Assim é determinada a composição da corrente em cada pseudocomponente.

Na Tabela 5.1 estão apresentados três pseudocomponentes dos vinte e seis que o simulador utiliza para modelar a alimentação à coluna. Estes tem por base a temperatura média de ebulição, sendo depois utilizados os dados termodinâmicos para o cálculo dos restantes parâmetros através as equações de estado.

**Tabela 5.1 - Exemplos de pseudocomponentes**

	Pseudocomponent	Average NBP	API gravity	Specific gravity	UOPK	Molecular weight	Critical temperature	Critical pressure
		C					C	bar
▶	PC246C	245,768	39,205	0,828915	11,7927	192,891	432,604	18,8372
▶	PC253C	253,118	38,4066	0,832811	11,7927	198,733	439,67	18,4338
▶	PC267C	267,005	36,9379	0,840072	11,7927	210,116	452,943	17,7095

A alimentação da coluna de vácuo para o caso de *design* tem as características apresentadas na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 - Características do Resíduo atmosférico para o caso de *design* [19]

D1160		Design
IBP	°C	253
5%	°C	357
10%	°C	393
30%	°C	460
50%	°C	521
70%	°C	604
90%	°C	741
95%	°C	793
Massa volúmica a 15°C Kg/dm <sup>3</sup>		0,960

Para a caracterização não é possível ter a composição do gás de saída da coluna de vácuo, logo a modulação na fase inicial da destilação de vácuo tem um pequeno desvio no ponto inicial, como se pode verificar na Figura 5.1.

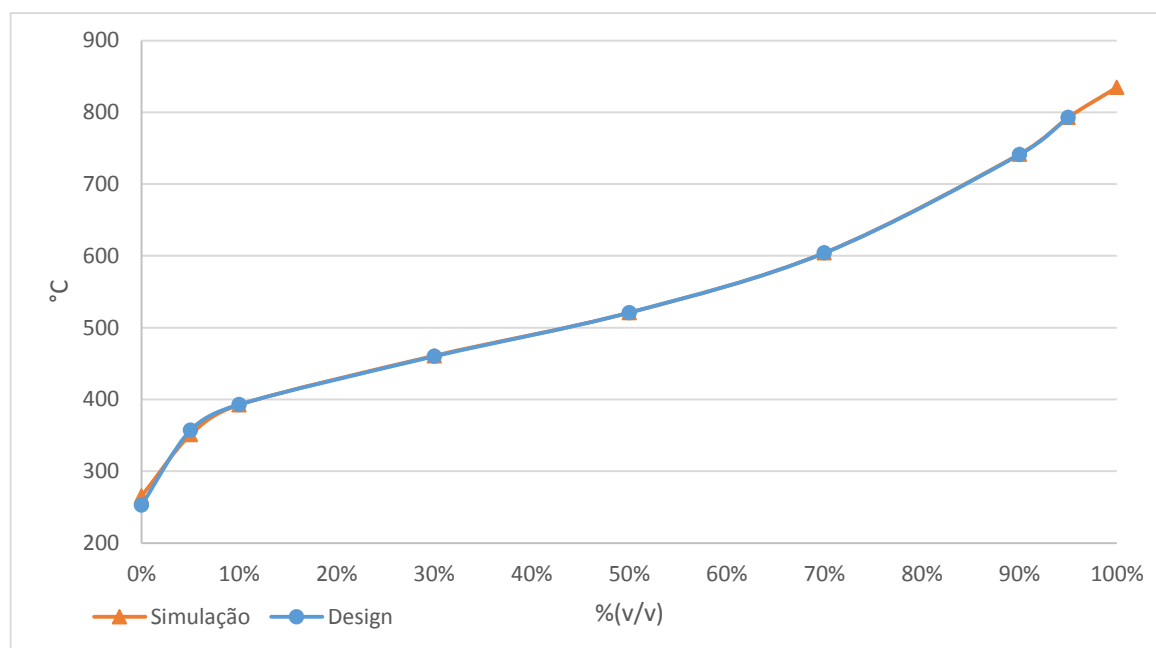


Figura 5.1 - Resíduo atmosférico (*design* vs simulação)



## Simulação

Para a implementação da coluna utilizou-se o *software Aspen Plus®*, utilizando uma coluna do tipo PetroFac que é um modelo rigoroso e adequado a simulações de unidades petrolíferas como é o caso da unidade de Vácuo, na Figura 5.2 pode-se verificar o *flowsheet* da coluna de vácuo.

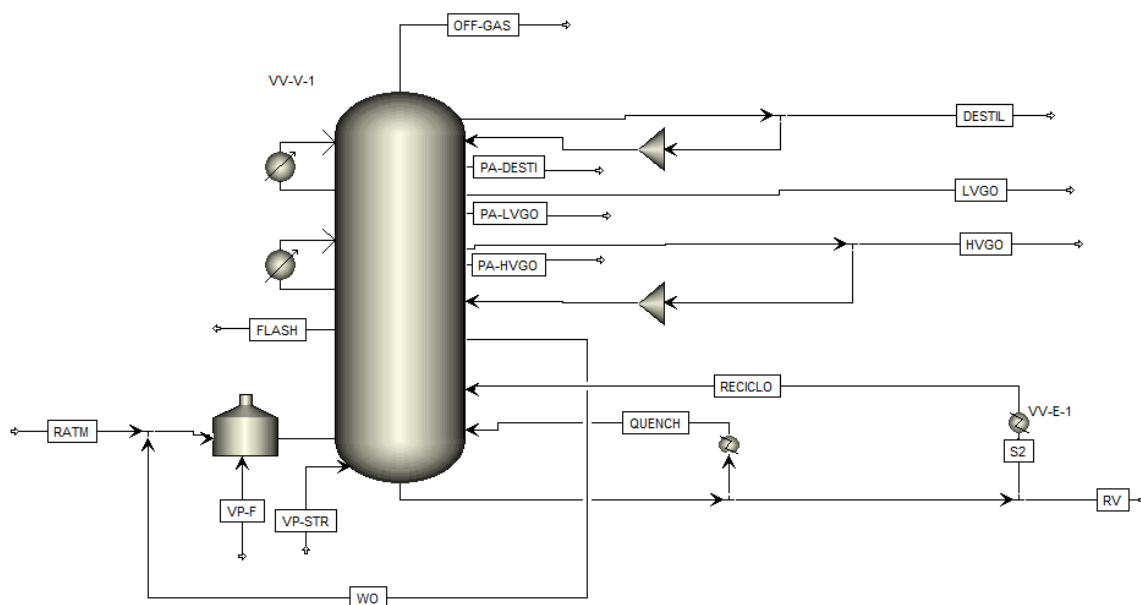


Figura 5.2 - Flowsheet da coluna de vácuo

A coluna é composta por 5 leitos de enchimento em que abaixo do 1º, 3º, 4º e 5º são retirados, o Destilado, o LVGO, o HVGO e o WO, respetivamente. Existem 3 *pumparound* na coluna, no leito de destilado, de LVGO e HVGO e existem 2 refluxos à coluna, um de destilado acima do leito de fracionamento e outro de HVGO acima do leito de lavagem.

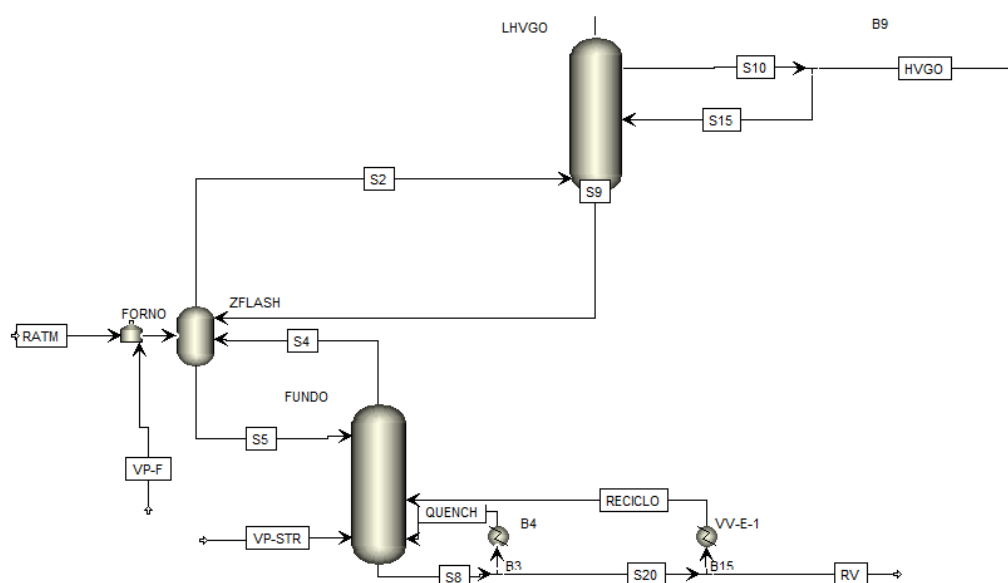
A corrente de *Quench* é uma corrente que é proveniente da armazenagem ou da outra coluna de vácuo existente, na simulação está representada como refluxo de fundo uma vez que a composição dessa corrente não é conhecida com rigor então considera-se que a composição é semelhante à do fundo da coluna que se está a simular. O permutador de calor nesta linha tem como objetivo replicar a temperatura real da corrente de *quench*.

As correntes PA-Destil, PA-LVGO, PA-HVGO e *Flash* são pseudo-correntes uma vez que só tem o objetivo de fornecer dados para comparação, as primeiras 3 correntes são utilizadas para comparar os caudais e temperaturas dos *pumparound* com o caso base e a corrente *flash* tem como objetivo comparar a temperatura na zona de *flash* da coluna.

Optou-se como configuração uma única coluna com todos os leitos no seu interior em vez de uma simulação com os vários leitos separados por colunas porque, para os casos da bibliografia existente a simulação com uma coluna única obteve-se resultados mais precisos em termos de caudal.

Foi possível verificar esta situação através da simulação do caso de *design* para uma coluna com os vários leitos separados por colunas, onde se obtiveram grandes desvios em relação ao caso de *design*.

Na Figura 5.3, Figura 5.4 e Figura 5.5 apresenta-se o *flowsheet* da simulação para os leitos separados para o caso de *design*, utilizando-se exatamente as mesmas condições na coluna que foram utilizadas na configuração com uma coluna única.



**Figura 5.3 - Simulação com leitos separados (Forno, zona de *flash*, zona de *stripping*, zona de lavagem e leito de HVGO)**

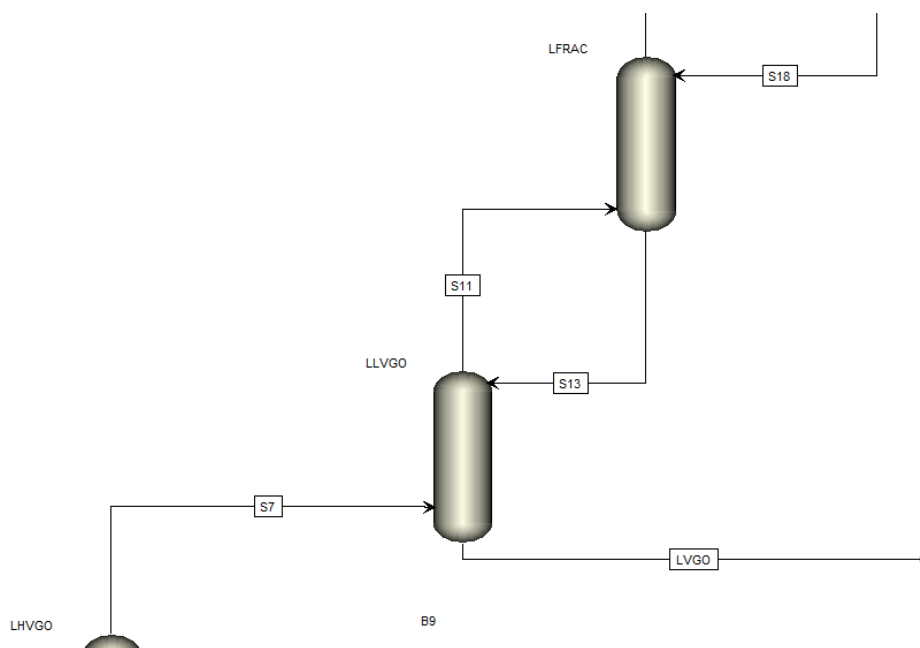


Figura 5.4 - Simulação leitos separados (leito de LVGO e leito de fracionamento)

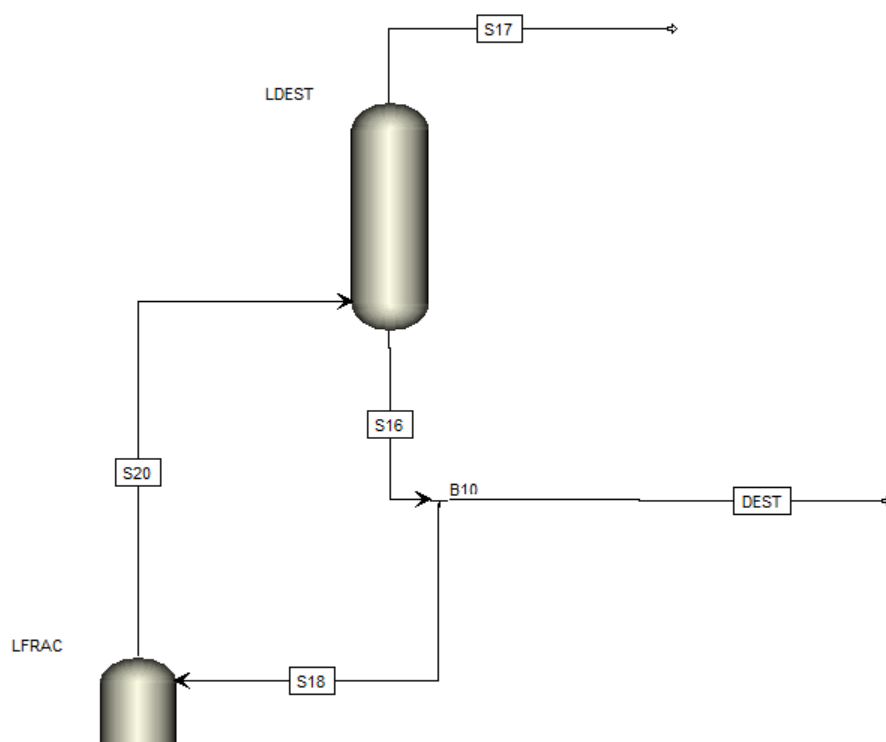


Figura 5.5 - Simulação leitos separados (leito de destilado)

As diferenças mais significativas entre os dois tipos de simulação são os caudais de produtos da coluna representados na Tabela 5.3, em relação ao perfil de temperatura ao longo dos leitos são bastante semelhantes.

Os cálculos dos rendimentos são efetuados com base na carga à unidade, não sendo utilizados no cálculo os caudais vapor de *stripping* e de *quench* que são alimentados à unidade.

**Tabela 5.3 - Comparação de produções entre as duas configurações em relação aos dados de *design* [19]**

<b>Rendimento (% m/m)</b>	<b>Design</b>	<b>Coluna Única</b>	<b>Leitos Separados</b>
<i>Off Gas</i>	2%	2%	2%
Destilado	8%	8%	10%
LVGO	24%	24%	20%
HVGO	29%	29%	29%
WO (m3/h)	9%	6%	18%
Resíduo de Vácuo	53%	53%	55%

Como os resultados obtidos com a configuração com os leitos todos juntos numa única coluna são melhores do que com a configuração dos leitos separados efetuaram-se as simulações seguintes com uma coluna única. Na bibliografia obtiveram-se resultados com menores diferenças em relação aos resultados desejados com este tipo de configuração, como se pode verificar no Capítulo 2.

### **Configuração da coluna**

A elaboração da simulação da coluna de vácuo necessita da execução de alguns passos fundamentais, como a caracterização da corrente de entrada, o número de pratos teóricos da coluna que simularão os leitos de enchimento, os pratos de extração, os pratos de entrada dos *pumparounds*, dos reciclos e das alimentações.

A coluna é composta na simulação por 23 pratos teóricos, sendo que os pratos de entrada e saída estão identificados na Tabela 5.4.

Tabela 5.4 - Configuração da coluna

N.º de prato	Entrada	Saída
1	<i>Pumparound</i> destilado	
3		<i>Pumparound</i> destilado, destilado
4	Reciclo destilado	
6	<i>Pumparound</i> LVGO	
8		<i>Pumparound</i> LVGO, LVGO
9	<i>Pumparound</i> HVGO	
10		<i>Pumparound</i> HVGO, HVGO
11	HVGO lavagem	
13		WO
14	Alimentação (zona <i>flash</i> )	
22	<i>Quench</i> e Reciclo de RV	
23	Vapor de <i>Stripping</i>	

A pressão utilizada na implementação da coluna é de 25 mBar no topo da coluna e uma pressão de 43 mBar na zona de *Flash*.

### Seleção do modelo termodinâmico

Os responsáveis pelos simuladores da *Aspen Plus*<sup>®</sup> sugerem a utilização de alguns modelos termodinâmicos para a determinação das propriedades físicas dos vários compostos presentes numa indústria petrolífera. Sendo esses os seguintes: BK10, Grayson, *Peng-Robinson*, *Mxbonnel*, *Chao-Sea* e SRK, descritos no Capítulo 2.

Como os modelos *Chao-Sea*, *Grayson* e SRK estão fora das condições de operação da coluna de vácuo, uma vez que o método *Gayson* e SRK são mais eficientes a pressões altas e o método *Chao-Sea* tem uma gama de temperaturas de operação que são inferiores às temperaturas de operação da

coluna decidiu-se excluir estes métodos das comparações de resultados, efetuando-se assim as simulações com os métodos, *Mxbonnel*, *Peng-Rob* e BK10 com o objetivo de selecionar o que melhor modela a situação de *design*.

O modelo *Peng-Rob* segundo a bibliografia é mais eficiente para temperaturas altas e pressões altas, mas como existem em estudos realizados, simulações de colunas de vácuo com resultados bastante satisfatórios decidiu-se efetuar as simulações também com este modelo.

As variáveis manipuladas são constantes para todos os métodos utilizados como se pode observar na Tabela 5.5.

Para o caso de *design* considerou-se uma carga à unidade de 290,5 Ton/h com uma temperatura de entrada no forno de 305 °C.

**Tabela 5.5 - Variáveis manipuladas**

Caudal/Carga unidade (% m/m)	<i>Design</i>	<i>Peng-Rob</i>	<i>Mxbonnel</i>	BK10	T (°C)
Vapor	2%	2%	2%	2%	
<i>Quench</i>	15%	15%	15%	15%	140
Reciclo VV-E-1		5%	5%	5%	260
PA-Destilado	46%	46%	46%	46%	40
PA-LVGO	19%	19%	19%	19%	180
PA-HVGO	114%	114%	114%	114%	250

Na Tabela 5.6 e na Tabela 5.7 são representados os resultados obtidos nas simulações com os três métodos atrás referidos.

**Tabela 5.6 - Rendimentos das simulações**

Rendimentos (% m/m)	<i>Design</i>	<i>Peng-Rob</i>	<i>Mxbonnel</i>	BK10
Off Gas	2%	4%	2%	2%
Destilado	8%	9%	8%	8%
LVGO	24%	24%	24%	24%
HVGO	29%	29%	29%	29%
WO (m3/h)	9%	32%	6%	10%
Resíduo de Vácuo	53%	51%	53%	53%

Para os rendimentos obtidos com os vários métodos, verifica-se que os três métodos tem rendimentos muito semelhantes para os três produtos principais (Destilado, LVGO e HVGO), para o *Off Gas* o rendimento é superior para o *Peng-Rob* tanto em relação aos valores de *design* como em relação aos outros dois métodos. Para a produção de resíduo de vácuo verifica-se também algumas diferenças

para este método em relação ao *design*, mas em sentido inverso, concluindo-se então que os métodos MXBONNEL e BK10 modelam melhor as condições de *design*.

Tabela 5.7 - Temperaturas da coluna

Temperaturas (°C)	Design	Peng-Rob	Mxbonnel	BK10
Topo	63,0	64,1	-19,3	-16,5
Destilado	155,0	39,4	-14,7	-6,1
LVGO	265,0	9,6	-1,4	1,2
HVGO	321,0	1,4	-3,7	-1,7
WO	386,0	-8,8	-8,8	-8,8
Resíduo de Vácuo	310,0	0,4	-0,6	4,0
Flash	398,0	0,0	0,0	0,0

Em relação aos perfis de temperatura obtidos para os vários métodos verifica-se que o *Mxbonnel* e o BK10 têm temperaturas de corte semelhantes entre si, sendo a maior diferença no corte do destilado. Apresentam algumas variações em relação aos valores de *design* no topo e no corte de destilado, as temperaturas obtidas para o método *Peng-Rob* são muito superiores às pretendidas, concluindo-se então que os métodos que representam melhor as condições de *design* são novamente o *Mxbonnel* e o BK10.

Na implementação da coluna de vácuo num simulador é importante que a qualidade dos produtos obtidos sejam semelhantes aos resultados obtidos neste caso para os dados de *design* da coluna, então na Tabela 5.8 apresentam-se os resultados para os três principais produtos retirados da coluna: destilado, LVGO e HVGO.

Tabela 5.8 - Resultados do destilado de vácuo

D86 Destilado		Design	Peng-Rob	$\Delta$	Mxbonnel	$\Delta$	BK10	$\Delta$	R
IBP	°C	254	299,5	-45,5	274,2	-20,2	274,2	-20,2	14,0
5%	°C	291	320,2	-29,2	281,3	9,7	281,4	9,6	
10%	°C	304	328,7	-24,7	284,2	19,8	284,2	19,8	6,7
30%	°C	330	347,6	-17,6	308,1	21,9	308,1	21,9	
50%	°C	343	359,6	-16,6	329,4	13,6	329,2	13,8	3,0
70%	°C	355	370,5	-15,5	346,3	8,7	346,0	9,0	
90%	°C	369	383,0	-14,0	362,2	6,8	361,5	7,5	5,5
95%	°C	375	393,7	-18,7	373,1	1,9	372,4	2,6	9,9
FBP	°C	387	404,5	-17,5	384,1	2,9	383,3	3,7	7,1

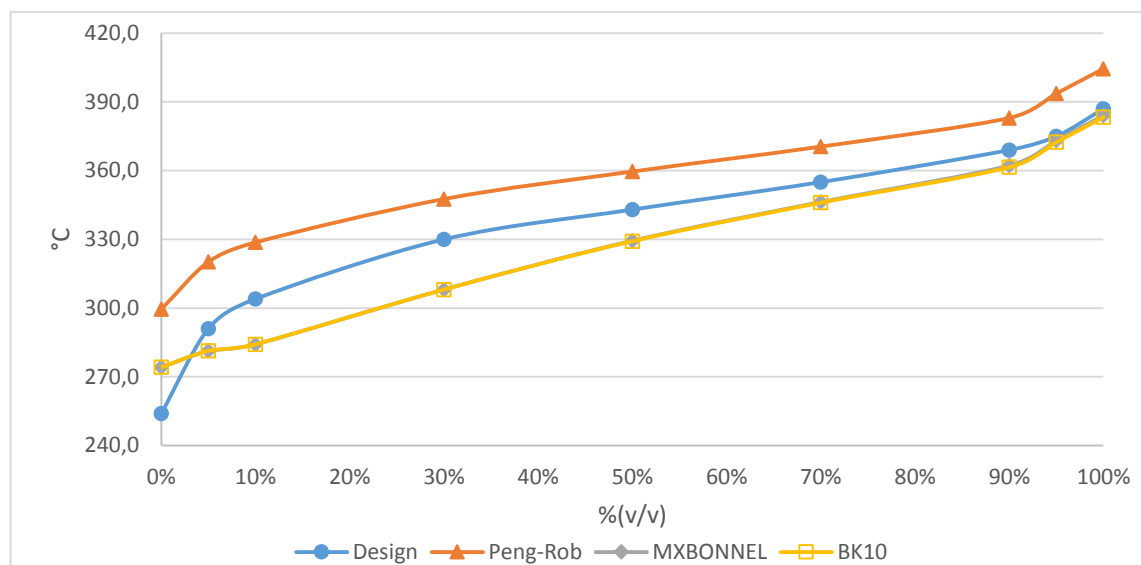


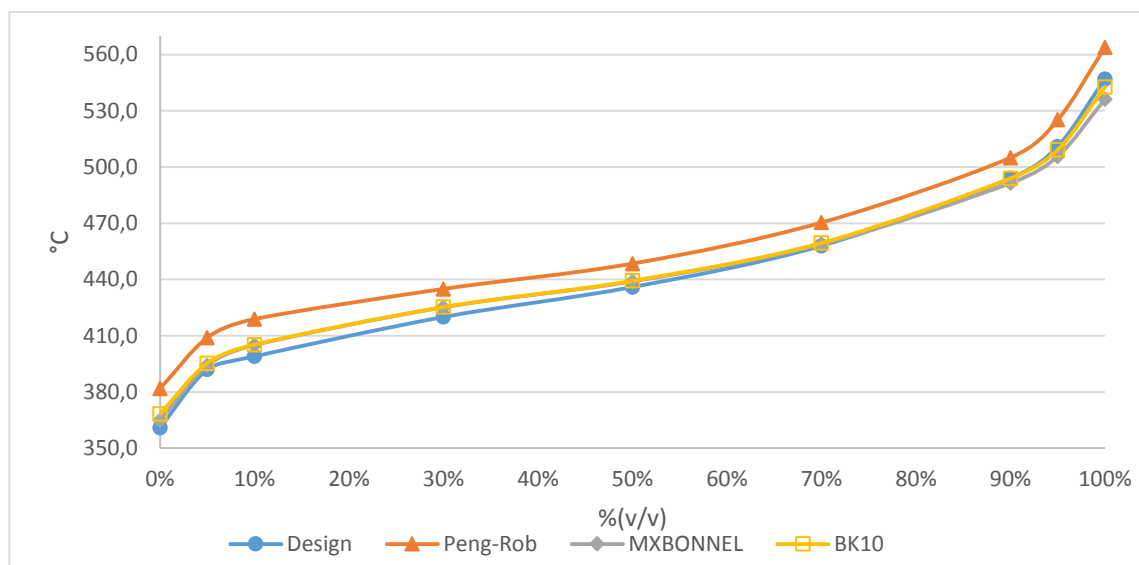
Figura 5.6 - Comparação da destilação para os vários modelos (destilado)

Como se verifica na Tabela 5.8 e Figura 5.6 os modelos que melhores descrevem o comportamento da destilação do destilado são o BK10 e o *Mxbonnel*, uma vez que as diferenças apresentadas para o caso de *design* em comparação com o modelo de *Peng-Rob* são inferiores. Entre os modelos BK10 e *Mxbonnel* as diferenças são muito reduzidas podendo para este produto utilizar-se qualquer um destes dois modelos. No ponto dos 95 % da destilação, que é o ponto mais importante para a caracterização dos produtos petrolíferos, uma vez que é um ponto muito mais preciso nos ensaios laboratoriais que o ponto final, verifica-se que para o *Mxbonnel* e BK10 as diferenças para o caso design são aceitáveis devido ao facto de estas serem inferiores à reprodutibilidade do método ASTM D86, enquanto que para o modelo *Peng-Rob* a diferença é superior à reprodutibilidade do método.

Tabela 5.9 - Resultados do LVGO

D1160 LVGO		<i>Design</i>	<i>Peng-Rob</i>	$\Delta$	<i>Mxbonnel</i>	$\Delta$	BK10	$\Delta$	R
IBP	°C	361	381,8	-20,8	365,0	-4,0	368,4	-7,4	55,9
5%	°C	392	409,0	-17,0	394,2	-2,2	395,4	-3,4	23,9
10%	°C	399	418,9	-19,9	405,0	-6,0	405,3	-6,3	10,9
30%	°C	420	435,0	-15,0	425,2	-5,2	425,3	-5,3	9,7
50%	°C	436	448,5	-12,5	439,0	-3,0	439,3	-3,3	9,8
70%	°C	458	470,4	-12,4	458,8	-0,8	459,5	-1,5	2,8
90%	°C	494	505,0	-11,0	491,4	2,6	494,0	0,0	3,5
95%	°C	511	525,2	-14,2	505,7	5,3	509,2	1,8	6,3
FBP	°C	547	563,8	-16,8	536,2	10,8	542,7	4,3	31,2



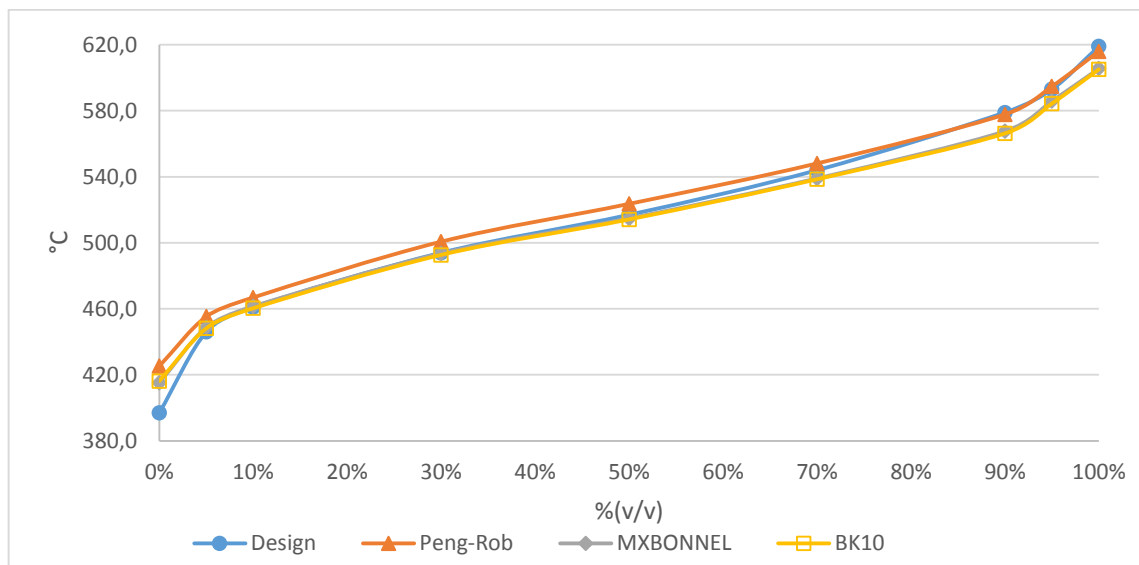


**Figura 5.7 - Comparação da destilação para os vários modelos (LVGO)**

Como se verifica na Tabela 5.9 e Figura 5.7 os modelos que melhores descrevem o comportamento da destilação do LVGO são o BK10 e o *Mxbonnel*, uma vez que as diferenças apresentadas para o caso de *design* em comparação com o modelo de *Peng-Rob* são inferiores. Os modelos BK10 e *Mxbonnel* não apresentam diferenças entre si podendo para este produto utilizar-se qualquer um destes dois modelos. Como no caso do destilado verifica-se que nos 95 % da destilação as diferenças dos modelos *Mxbonnel* e BK10 para o caso *design* são aceitáveis devido ao facto de estas serem inferiores à reprodutibilidade do método ASTM D1160, enquanto que para o modelo *Peng-Rob* a diferença é superior à reprodutibilidade do método.

**Tabela 5.10 - Resultados do HVGO**

D1160 HVGO		Design	Peng-Rob	$\Delta$	Mxbonnel	$\Delta$	BK10	$\Delta$	R
IBP	°C	397	425,3	-28,3	415,2	-18,2	416,3	-19,3	55,9
5%	°C	446	455,3	-9,3	448,7	-2,7	448,2	-2,2	33,3
10%	°C	461	466,9	-5,9	461,5	-0,5	460,4	0,6	15,4
30%	°C	494	500,7	-6,7	493,6	0,4	492,7	1,3	12,6
50%	°C	517	523,6	-6,6	514,8	2,2	514,2	2,8	11,7
70%	°C	544	548,1	-4,1	539,0	5,0	538,5	5,5	2,9
90%	°C	579	577,8	1,2	567,6	11,4	566,3	12,7	3,3
95%	°C	593	594,8	-1,8	585,9	7,1	584,4	8,6	5,3
FBP	°C	619	616,0	3,0	605,6	13,4	605,1	13,9	31,2



**Figura 5.8 - Comparação da destilação para os vários modelos (HVGO)**

Como se verifica na Tabela 5.10 e Figura 5.8 o modelo que melhor representa a destilação do HVGO é o *Peng-Rob* uma vez que ao longo da destilação apresenta menores desvios que os outros dois modelos. Os modelos BK10 e *Mxbonnel* apresentam na fase inicial da destilação uma boa representação do caso de *design*, apresentando apenas no final da destilação uns ligeiros desvios a esse caso de comparação. Neste produto o modelo *Peng-Rob* é o único que cumpre os limites da reprodutibilidade nos 95 % da destilação do método ASTM D1160.

### Conclusão sobre os modelos termodinâmicos

Em relação aos modelos BK10 e *Mxbonnel* verificando-se que os caudais obtidos para os produtos são muito semelhantes aos pretendidos no caso de *design*, verifica-se ainda que as temperaturas de topo são ligeiramente inferiores ao do caso de *design*, mas que para os restantes cortes as temperaturas obtidas não apresentam diferenças significativas. Em relação às características dos produtos obtidas por estes dois modelos verifica-se que entre eles estas são muito semelhantes, apresentando assim algumas diferenças na parte inicial da destilação do destilado, mas que no final as diferenças já são inferiores à reprodutibilidade do método D1160. Apenas na destilação do HVGO estes modelos apresentam diferenças superiores à reprodutibilidade do método no ponto dos 95% da destilação. Rejeita-se o modelo *Peng-Rob* pois apresenta desvio consideráveis em muitas das comparações efetuadas.

Entre os modelos BK10 e *Mxbonnel* selecionou-se o modelo *Mxbonnel* por apresentar melhores resultados que o BK10 na maioria das características dos produtos obtidos.

## Implementação do caso de *Test Run*

Na implementação do caso de *Test Run* foram utilizados como condições de operação exatamente as mesmas que tinham sido anteriormente utilizadas na implementação do caso de *design*. Neste caso só já foi utilizado o modelo termodinâmico MXBONNEL que foi anteriormente selecionado como sendo o que melhor modela a coluna em estudo.

A coluna utilizada para este caso tem exatamente a mesma configuração que a coluna utilizada para a implementação do caso de *design*, mantendo-se as condições operatórias e utilizadas no caso anterior.

As pressões utilizadas na coluna na implementação do *Test Run* são as mesmas que foram utilizadas do caso de *design* (25 mBar no topo e 43 mBar na zona de *Flash*).

O *Test Run* foi efetuado durante dois dias com carga direta da destilação atmosférica, em que a carga à destilação atmosférica era composta pelos seguintes tipos de crudes: 47% *Iranian light*, 46% *Ural*, 4% *Escravos* e 3% de *Iranian heavy*.

Na Tabela 5.11 apresentam-se as características da alimentação nos dois momentos do *Test Run* utilizados para efetuar a implementação da simulação da coluna.

Tabela 5.11 - Características da alimentação no *Test Run* [20]

D1160		<i>Test Run 1</i>	<i>Test Run 2</i>
IBP	°C	277,7	260,8
5%	°C	362,0	362,8
10%	°C	397,4	395,4
20%	°C	436,0	434,7
30%	°C	464,9	462,7
40%	°C	493,2	491,2
50%	°C	527,1	524,4
60%	°C	562,4	559,8
FBP	°C	565,5	563,7
Recuperado	%	61,0	61,5
Massa volúmica a 15°C	Kg/dm <sup>3</sup>	0,9657	0,9649

Em relação às características da alimentação nas duas situações pode-se verificar que estas são bastante semelhantes, existindo apenas uma ligeira diferença entre os pontos iniciais das duas, sendo de prever que no caso 2 exista uma maior produção de produtos mais leves, como o destilado, ou que estes tenham pontos iniciais de destilação inferiores ao outro caso, uma vez que através das destilações se verifica que o segundo caso tem uma composição superior em hidrocarbonetos leves.

Para o caso de *Test Run 1* considerou-se uma carga à unidade de 293,8 Ton/h e para o *Test Run 2* uma carga à unidade de 294,4 Ton/h, os dois casos com uma temperatura de entrada no forno de 305 °C.

Na Tabela 5.12 apresentam-se as correntes de entrada na coluna para dois momentos do *Test Run*, sendo estas variáveis de processo que podem ser alteradas em termos de caudal.

**Tabela 5.12 - Variáveis manipuladas**

Caudal/Carga unidade (% m/m)	<i>Design</i>	<i>Test Run 1</i>	<i>Test Run 2</i>	T (°C)
Vapor	2%	2%	2%	
<i>Quench</i>		0%	0%	
Reciclo VV-E-1		5%	5%	260
PA-Destilado	45%	45%	45%	40
PA-LVGO	18%	18%	18%	180
PA-HVGO	113%	113%	113%	250

Como só existem registos da alimentação durante os dias da realização dos testes, estes valores foram ajustados para os valores reais. Enquanto que os restantes valores, das correntes de entrada e refluxos, foram mantidos iguais ao caso de *design*.

Como não existe o registo do perfil de temperatura da coluna ao longo do *Test Run* não é possível fazer a comparação entre as temperaturas simuladas e as temperaturas reais. Logo não se pode concluir se o modelo representa o caso de *Test Run* de forma aceitável para as temperaturas de topo e dos pratos de extração de produtos.

Na Tabela 5.13 é possível verificar as produções da coluna de vácuo para os dois momentos dos *Test Run* e para as simulações efetuadas para esses dois momentos.

Tabela 5.13 - Rendimento da coluna de vácuo (*Test Run* [20])

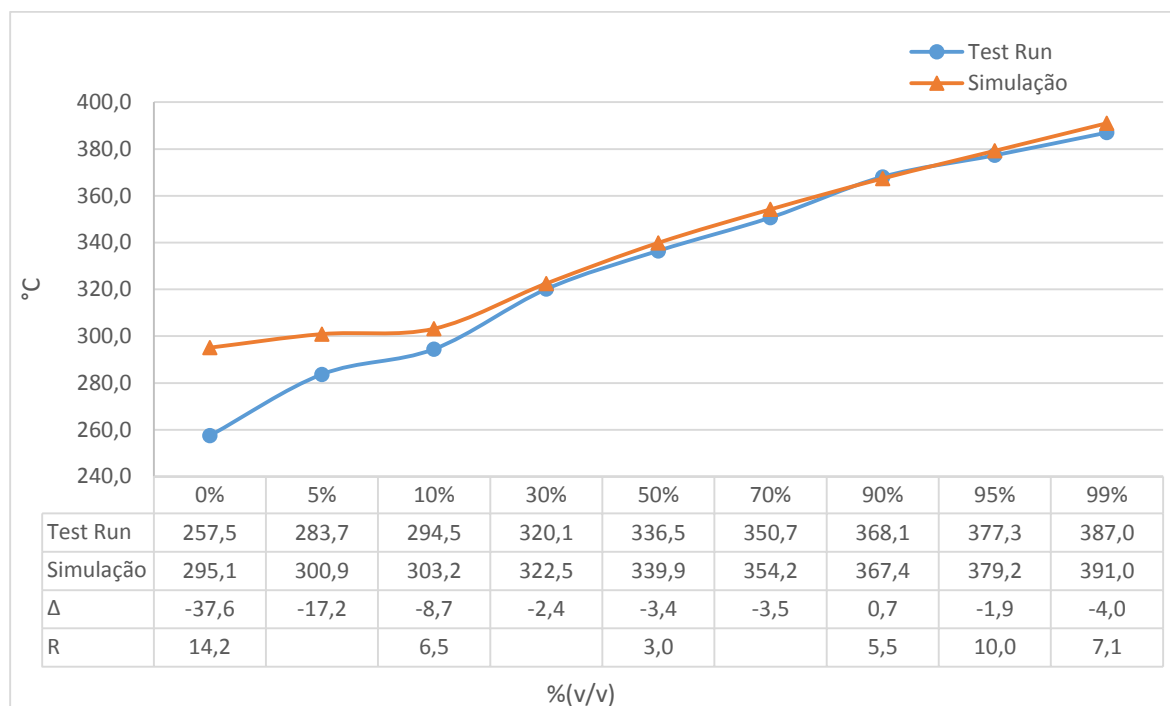
Rendimentos (% m/m)	<i>Test Run 1</i>		<i>Test Run 2</i>	
	<i>Test Run</i>	Simulação	<i>Test Run</i>	Simulação
<i>Off Gas</i>		1,7%		1,8%
Destilado	8,3%	8,3%	8,1%	8,1%
LVGO	29,0%	29,0%	29,5%	28,0%
HVGO	22,7%	22,6%	22,3%	22,2%
Resíduo de Vácuo	40,4%	40,1%	39,5%	41,6%

Pode-se constatar que os rendimentos para o primeiro caso não apresentam diferenças muito significativas, existindo apenas pequenas variações nos rendimentos de HVGO e de resíduo de vácuo que são inferiores a 0,3% para o primeiro caso, o que para os rendimentos apresentados não tem qualquer relevância uma vez que são diferenças muito reduzidas.

No segundo caso verifica-se apenas uma diferença rendimento de LVGO, não existindo diferenças significativas nos restantes rendimentos, essa variação pode ser resultante do facto de a unidade ter estado à 4 horas parada por um período de 2 horas, estando assim a unidade num período de estabilização, gerando assim alguns desvios entre a simulação efetuada e os resultados obtidos.

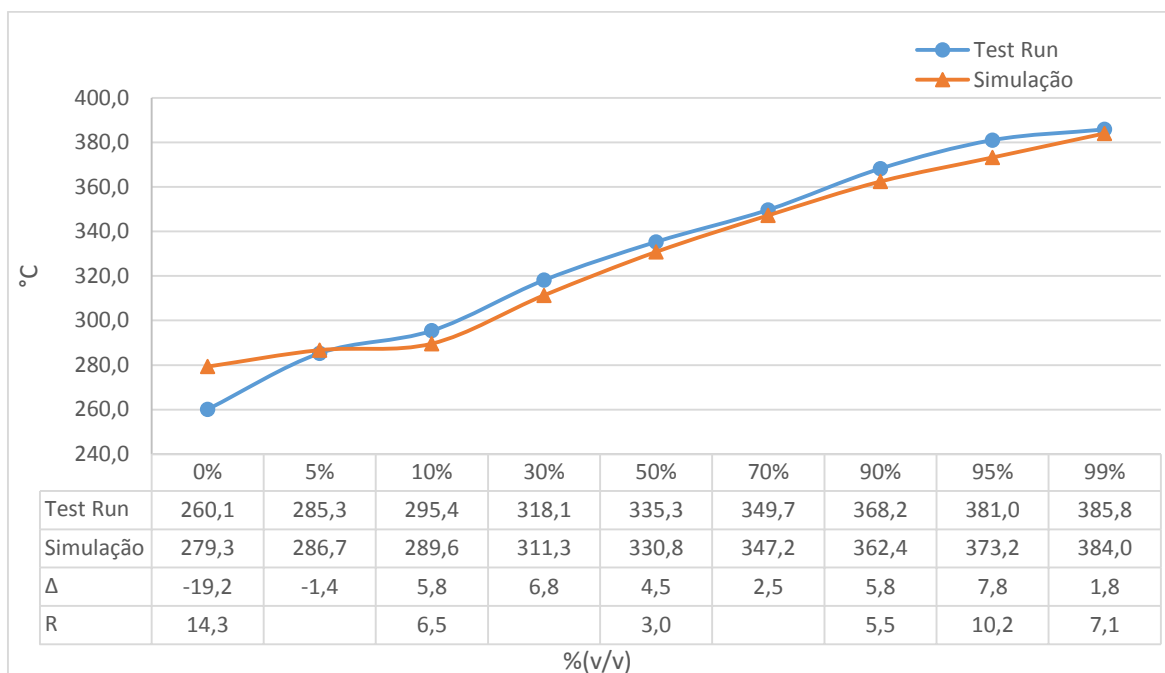
Verifica-se que não é possível comparar os rendimentos de *Off Gas* uma vez que não existe nenhum medidor de caudal nesta corrente. Através dos resultados da simulação verifica-se que só existe praticamente a saída de vapor no topo da coluna, o que na prática não corresponde à realidade uma vez que é conhecido através do processo que existem reações de *cracking* tanto no forno como no fundo da coluna.

Na Figura 5.9 e Figura 5.10 apresentam-se os resultados relativamente à qualidade dos produtos para os casos de *Test Run* e para as Simulações.



**Figura 5.9 – Curva de destilação do produto Destilado de vácuo para o *Test Run* 1 e simulação desenvolvida**

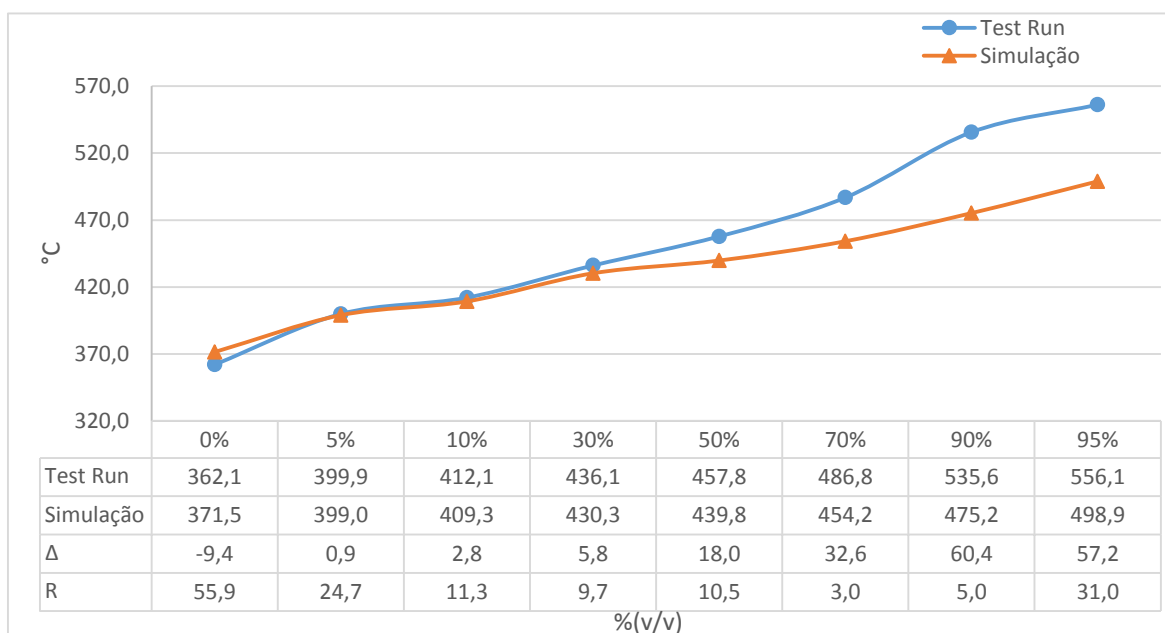
Pode-se verificar através da Figura 5.9 que para o primeiro caso do *Test Run* o modelo tem uma boa representação das características do destilado entre os 10% e os 100% da destilação, uma vez que como se pode verificar as diferenças entre os valores do *Test Run* e os simulados são muito próximos dos valores da reprodutibilidade do método ASTM D 86. A maior diferença entre os valores do *Test Run* e os simulados são no início da destilação, verificando-se que o ponto inicial para a simulação é superior ao valor medido em laboratório da amostra, o que se pode justificar pela possibilidade da ocorrência de *cracking* no forno e no fundo da coluna. Com o *cracking* aumenta a concentração de hidrocarbonetos leves no topo da coluna baixando o ponto inicial da destilação do destilado.



**Figura 5.10 - Curva de destilação do produto Destilado de vácuo para o Test Run 2 e simulação desenvolvida**

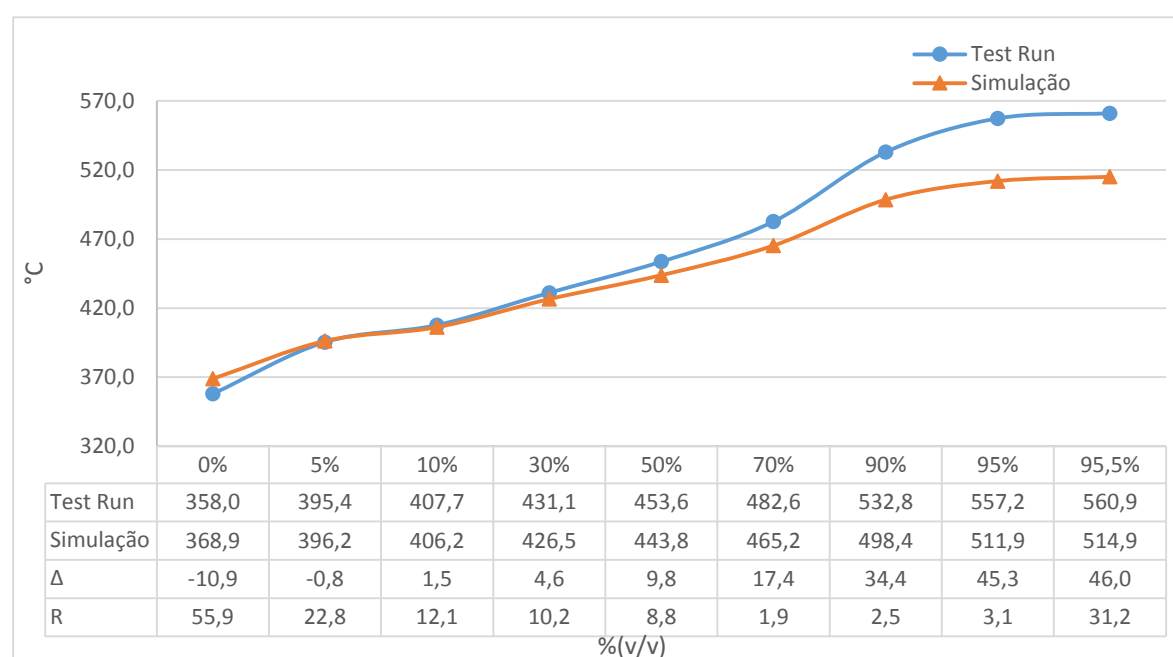
Na Figura 5.10 verifica-se, para o segundo caso, que tem a mesma tendência que para o primeiro caso, anteriormente referido. A parte final da destilação do destilado é razoavelmente modelada pela simulação, mesmo apresentado uns desvios ligeiramente superiores aos do primeiro caso.

Na Figura 5.11 e Figura 5.12 apresentam-se as características do LVGO para os casos de *Test Run* e para as simulações efetuadas.



**Figura 5.11 - Curva de destilação do produto LVGO para o Test Run 1 e simulação desenvolvida**

Verifica-se na Figura 5.11 que a simulação efetuada para o primeiro caso do *Test Run* representa aceitavelmente as características do caso de *Test Run* até aos 30% da destilação, uma vez que as diferenças entre o caso de *Test Run* e o simulado são inferiores à reprodutibilidade do método ASTM D 1160. A partir dos 30% da destilação verifica-se um desvio à modelação do caso de *Test Run*, que pode ser justificado por um possível arrastamento, na coluna, de produto pesado do leito de HVGO para o leito de LVGO aumentando assim a temperatura da parte final da destilação do LVGO. Como o possível fenómeno de arrastamento entre leitos não está representado na simulação, eram espectáveis as diferenças nas características simuladas do produto.

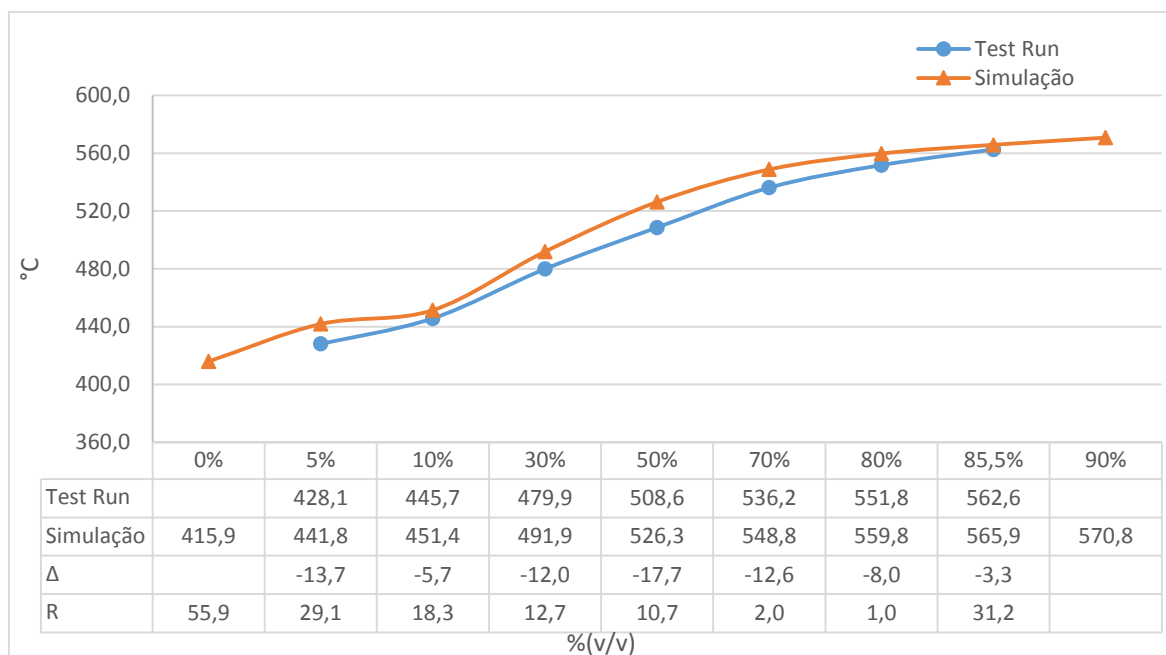


**Figura 5.12 - Curva de destilação do produto LVGO para o Test Run 2 e simulação desenvolvida**

Para o segundo caso do *Test Run* verifica-se na Figura 5.12 que tem a mesma tendência, sendo as características bem modeladas até próximo dos 50% da destilação, existindo a partir desse ponto alguns desvios para o caso de *Test Run* que tem a mesma justificação que o primeiro caso.

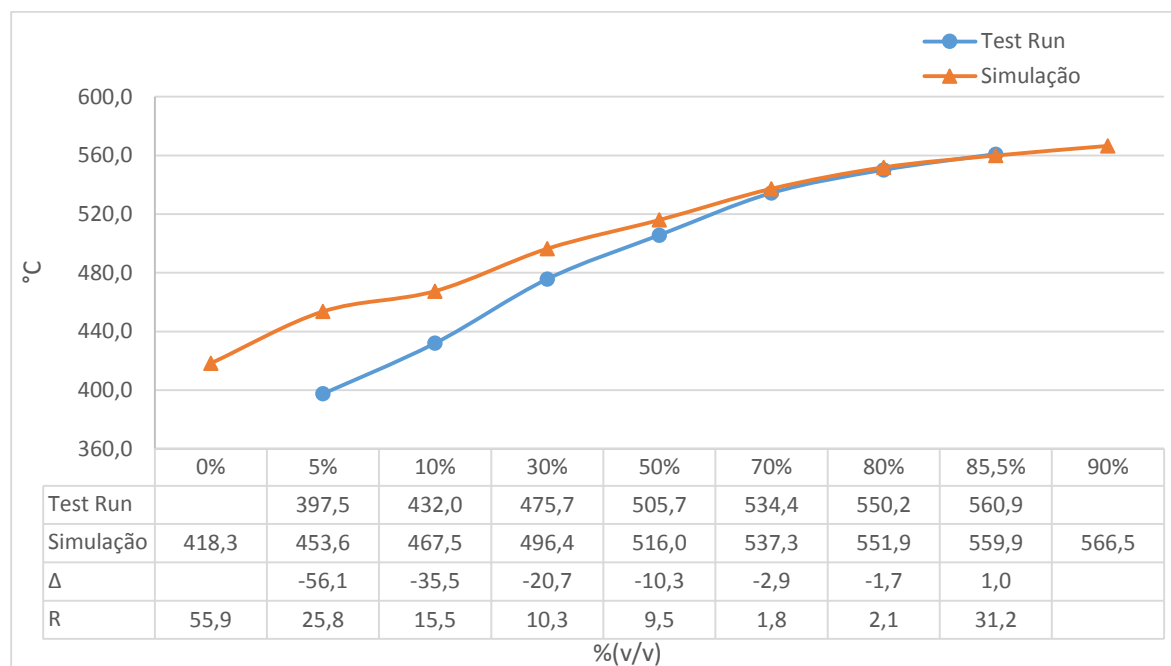
Na Figura 5.13 e Figura 5.14 apresentam-se as características do HVGO para os casos de *Test Run* e para as simulações efetuadas.





**Figura 5.13 - Curva de destilação do produto HVGO para o *Test Run* 1 e simulação desenvolvida**

Verifica-se na Figura 5.13 que a simulação modela aceitavelmente os valores da destilação do HVGO no intervalo entre o ponto inicial e os 30%, e modela razoavelmente o ponto final da destilação, verificando-se uns desvios na zona intermédia da destilação. Os desvios verificados na simulação podem ser justificados novamente pelos possíveis arrastamentos existentes na coluna, uma vez que os desvios se verificam na mesma gama de temperaturas, entre os 470 °C e o 550 °C. Como os arrastamentos na simulação não estão representados a fração pesada que está a ser extraída no HVGO devidos aos arrastamentos está na coluna real a ser extraída no LVGO, originando assim os desvios verificados nos dois produtos.



**Figura 5.14 - Curva de destilação do produto HVGO para o Test Run 2 e simulação desenvolvida**

Na Figura 5.14 pode-se verificar que a simulação modela aceitavelmente a parte final da destilação, existindo neste caso uns desvios na parte inicial da destilação. Estes desvios podem ser justificados pelo facto de os arrastamentos de produtos mais pesados não serem simulados, como se pode verificar existem desvios tanto no LVGO como no HVGO na gama de temperaturas entre os 450 °C e os 500 °C provocando o mesmo efeito que no primeiro caso do *Test Run*.

### Conclusões sobre a implementação do *Test Run*

Como referido anteriormente para a implementação do *Test Run*, utilizou-se a mesma configuração que para o caso de *design* e utilizaram-se os mesmos valores para as variáveis manipuladas à exceção do caudal de alimentação que é alterado devido às medições efetuadas no momento dos testes.

Para rendimentos verifica-se que para o primeiro caso não existem diferenças significativas, já para o segundo caso verifica-se uma diferença de 1,5% LVGO. Esta diferença ocorrida no segundo teste pode ser causada pelo facto de entre as 16h e as 18h a unidade ter parado devido a uma perda de vácuo na coluna por causa de uma avaria na bomba de vácuo.

## Implementação dos casos Reais

Após a implementação da simulação para o caso de *design* e de *Test Run* efetua-se a implementação da simulação de quatro casos reais de operação da coluna.

### Caso A

No Caso A a alimentação é diretamente efetuada a partir do produto de fundo da coluna de destilação atmosférica com uma carga à unidade de 289 m<sup>3</sup>/h, sendo alimentada ao forno a uma temperatura de 296,4 °C e a uma pressão de 11,6 bar.

Na Tabela 5.14 apresentam-se as características da alimentação para o Caso A, utilizadas para efetuar a implementação da simulação da coluna.

**Tabela 5.14 - Caracterização da alimentação (Caso A)**

D1160		Caso A
IBP	°C	318
5%	°C	376
10%	°C	402
20%	°C	438
30%	°C	467
40%	°C	500
50%	°C	538
FBP	°C	567
Recuperado	%	59
Massa volúmica a 15°C Kg/dm <sup>3</sup>		0,9627

Por limitações dos equipamentos, no mercado, para a realização do ensaio ASTM D 1160 em termos de aquecimento no fundo da coluna de *batch* (máximo 400 °C) só é possível obter-se a temperatura de destilação até aos 59% da destilação, sendo a restante curva de destilação extrapolada pelo *software* utilizado.

A pressão do topo da coluna é de 9,4 mBar.

Na Tabela 5.15 apresentam-se as variáveis de processo possíveis de manipular na coluna.

**Tabela 5.15 - Variáveis manipuladas (Caso A)**

Caudal/Carga unidade (% v/v)	Caso A	
	Real	Simulação
Vapor	0,4%	0,4%
<i>Quench</i>	8%	8%
Reciclo VV-E-1	12%	12%
PA-Destilado	62%	62%
PA-LVGO	57%	57%
PA-HVGO	144%	144%
Reciclo Destilado	4%	4%
HVGO Lavagem	15%	15%

Como se pode verificar na Tabela 5.15 todos os valores para as variáveis manipuladas utilizados são iguais aos valores destas variáveis no momento da recolha das amostras dos produtos, para posterior análise no Laboratório. Para estas variáveis efetuou-se uma média de 30 min entre as 06h45 min e as 07h15 min dos valores recolhidos através das *Tags* dos pontos de medição, uma vez que as amostras são recolhidas às 7h.

Na Tabela 5.16 apresenta-se o perfil de temperatura ao longo da coluna de destilação de vácuo.

**Tabela 5.16 - Perfil de temperatura da coluna (Caso A)**

Temperaturas (°C)	Caso A	
	Real	Simulação ( $\Delta$ )
Topo	83,5	-1,1
Destilado	169,7	2,3
LVGO	239,6	4,3
HVGO	307,8	3,8
WO	354,0	19,6
Resíduo de Vácuo	344,7	-7,0
<i>Flash</i>	396,0	0,0

Como se pode verificar as temperaturas de extração dos produtos da coluna são diferentes no máximo de aproximadamente 4 °C em relação ao caso real, sendo esta uma diferença aceitável para a comparação entre um valor real e uma simulação, pois não é de prever que tenha influência na qualidade dos produtos. A diferença maior verifica-se para o prato de extração de WO mas que não tem qualquer influência, uma vez que o caudal extraído neste prato é enviada para o *visbreaker*, sendo esta

apenas uma corrente para o controlo de metais e de compostos pesados arrastados para a zona de lavagem.

Na Tabela 5.17 apresenta-se o comparativo dos rendimentos entre a coluna real e a simulação.

Tabela 5.17 - Rendimento (Caso A)

Rendimentos (% m/m)	Caso A	
	Real	Simulação
Destilado	4,2%	4,1%
LVGO	34,1%	34,2%
HVGO	18,5%	18,9%
Resíduo de Vácuo		51,2%

Pode-se verificar que os rendimentos obtidos através da simulação são bastante semelhantes aos rendimentos reais, não ultrapassando esta diferença os 0,4%, o que para as produções realizadas pela coluna não tem qualquer significado.

Na Figura 5.15, Figura 5.16 e Figura 5.17 apresentam-se as características para os principais produtos obtidos na coluna de vácuo.

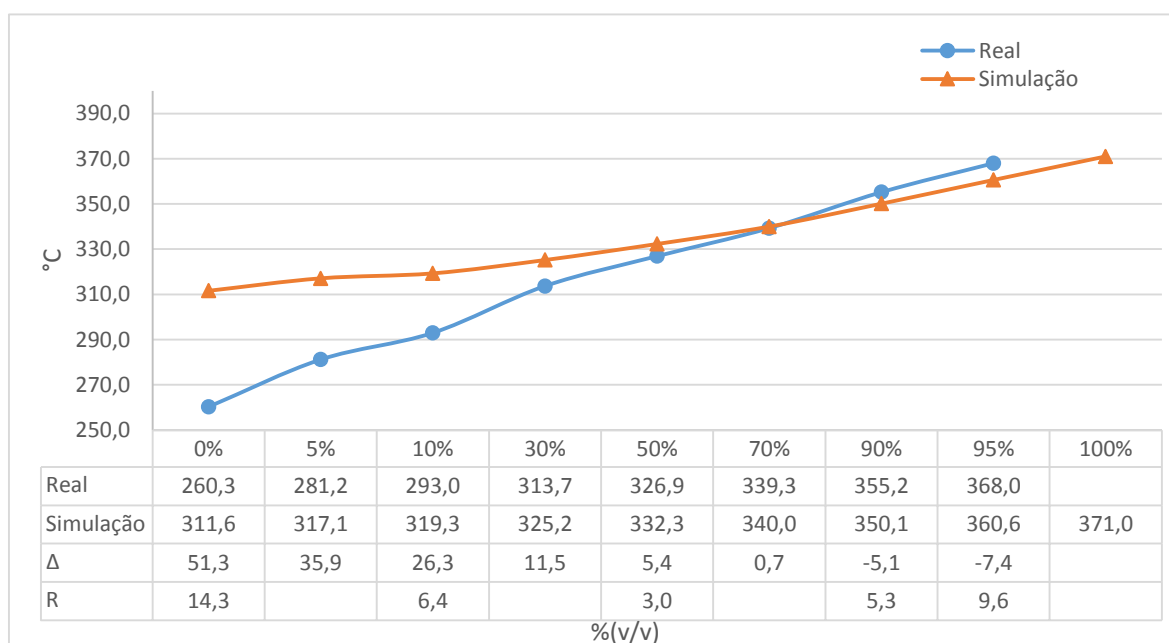
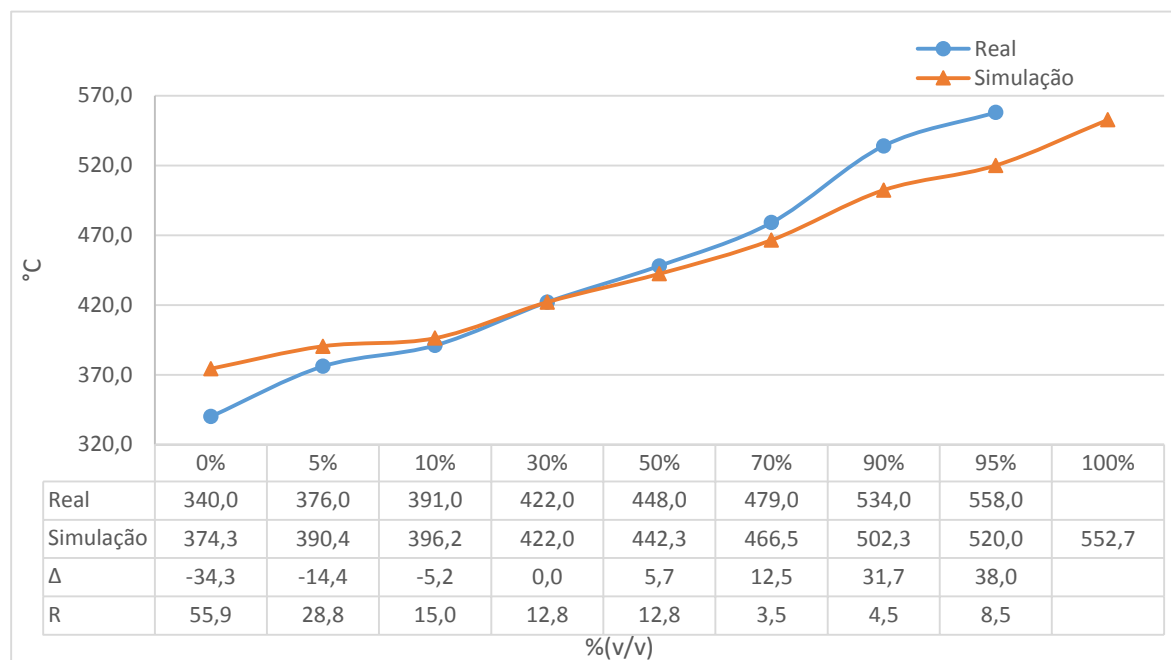


Figura 5.15 - Curva de destilação do produto Destilado de vácuo para o Caso A e simulação desenvolvida

Através da Figura 5.15 é possível verificar que a simulação tem uma boa correspondência com o caso real no final da destilação, uma vez que as diferenças entre os valores reais e a simulação não superam a reprodutibilidade do método ASTM D 86.

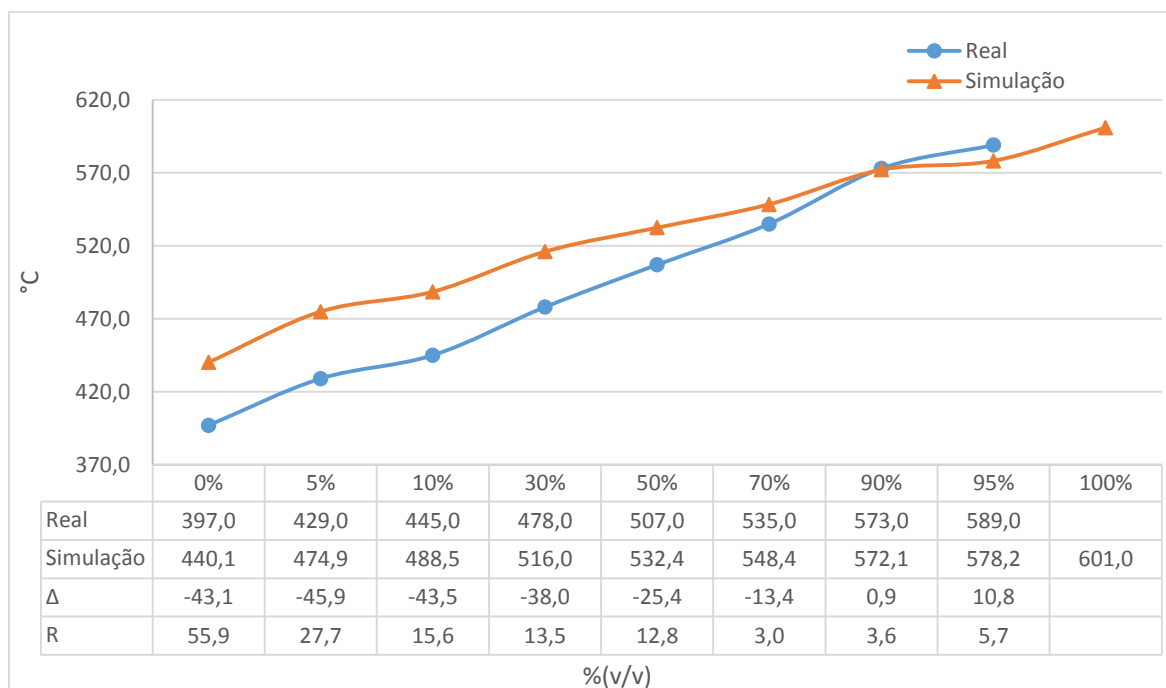
As diferenças maiores verificam-se no início da destilação, mas pode dever-se ao facto de na simulação não estar incluído o *cracking* que previsivelmente ocorre no forno e no fundo da coluna.



**Figura 5.16 - Curva de destilação do produto LVGO para o Caso A e simulação desenvolvida**

Pela Figura 5.16 é possível verificar-se que a simulação modela de forma aceitável o comportamento da coluna real para as características do LVGO, no intervalo entre o ponto inicial da destilação e os 50% da destilação, uma vez que as diferenças são neste intervalo sempre inferiores aos valores da reprodutibilidade do método ASTM D1160.

As diferenças superiores verificam-se na parte final da destilação, uma vez que a simulação não prevê um possível arrastamento entre leitos que possa ocorrer, com o possível arrastamento de produto mais pesado do leito abaixo a temperatura do ponto final da destilação previsivelmente aumentava.



**Figura 5.17 - Curva de destilação do produto HVGO para o Caso A e simulação desenvolvida**

Pela Figura 5.17 é possível verificar que a simulação apresenta algumas diferenças na modelação das características do HVGO no início da destilação, mas que na parte final esta representa o caso real de forma razoável, sendo em alguns pontos a diferença inferior à reprodutibilidade do método.

As diferenças podem mais uma vez ser justificadas pelos possíveis arrastamentos entre leitos uma vez que, se parte dos hidrocarbonetos pesados foram arrastados para o leito superior, a concentração destes vai diminuir no leito de HVGO. Diminuindo assim a temperatura do ponto inicial da destilação, podendo assim ser justificada as diferenças entre as temperaturas dos pontos iniciais das destilações entre o caso real e a simulação. A situação anteriormente referida verifica-se uma vez que o LVGO está mais leve na parte final da curva de destilação e consequentemente o HVGO está mais pesado na parte inicial da curva.

## Caso B

No Caso B a alimentação é diretamente efetuada a partir do produto de fundo da coluna de destilação atmosférica com uma carga à unidade de 290 m<sup>3</sup>/h, sendo alimentada ao forno a uma temperatura de 298,2 °C e a uma pressão de 10,7 bar.

Na Tabela 5.18 apresentam-se as características da alimentação para o Caso B, utilizadas para efetuar a implementação da simulação da coluna.

**Tabela 5.18 - Caracterização da alimentação (Caso B)**

D1160		Caso B
IBP	°C	286
5%	°C	344
10%	°C	373
20%	°C	414
30%	°C	445
40%	°C	473
50%	°C	507
60%	°C	546
FBP	°C	570
Recuperado	%	67,5
Massa volúmica a 15°C	Kg/dm <sup>3</sup>	0,9611

Como no caso anterior só é possível obter-se a temperatura de parte da destilação, sendo neste caso até aos 67,5% da destilação, a restante curva de destilação é extrapolada pelo *software* utilizado.

A pressão do topo da coluna é de 9 mBar.

Na Tabela 5.19 apresentam-se as variáveis de processo possíveis de manipular na coluna.

**Tabela 5.19 - Variáveis manipuladas (Caso B)**

Caudal/Carga unidade (% v/v)	Caso B	
	Real	Simulação
Vapor	0,4%	0,4%
<i>Quench</i>	13%	13%
Reciclo VV-E-1	7%	7%
PA-Destilado	63%	63%
PA-LVGO	39%	39%
PA-HVGO	145%	145%
Reciclo Destilado	7%	7%
HVGO Lavagem	17%	17%

Como se pode verificar na Tabela 5.20 todos os valores para as variáveis manipuladas utilizados são iguais aos valores destas variáveis no momento da recolha das amostras dos produtos, para posterior análise no Laboratório. Para estas variáveis efetuou-se uma média de 30 min entre as 06h45 min e



as 07h15 min dos valores recolhidos através das *Tags* dos pontos de medição, uma vez que as amostras são recolhidas às 7h.

Na Tabela 5.20 apresenta-se o perfil de temperatura ao longo da coluna de destilação de vácuo.

**Tabela 5.20 - Perfil de temperatura da coluna (Caso B)**

Temperaturas (°C)	Caso B	
	Real	Simulação ( $\Delta$ )
Topo	105,9	1,7
Destilado	176,0	-18,5
LVGO	246,3	-7,8
HVGO	311,1	5,3
WO	351,4	27,0
Resíduo de Vácuo	341,8	-11,5
<i>Flash</i>	396,0	0,0

Verifica-se que as temperaturas nos principais pratos de extração é bastante semelhante, sendo a única exceção o prato de destilado onde a simulação não modela de forma aceitável a temperatura, mas tanto no prato de extração de LVGO e HVGO a diferença de temperaturas são bastante inferiores.

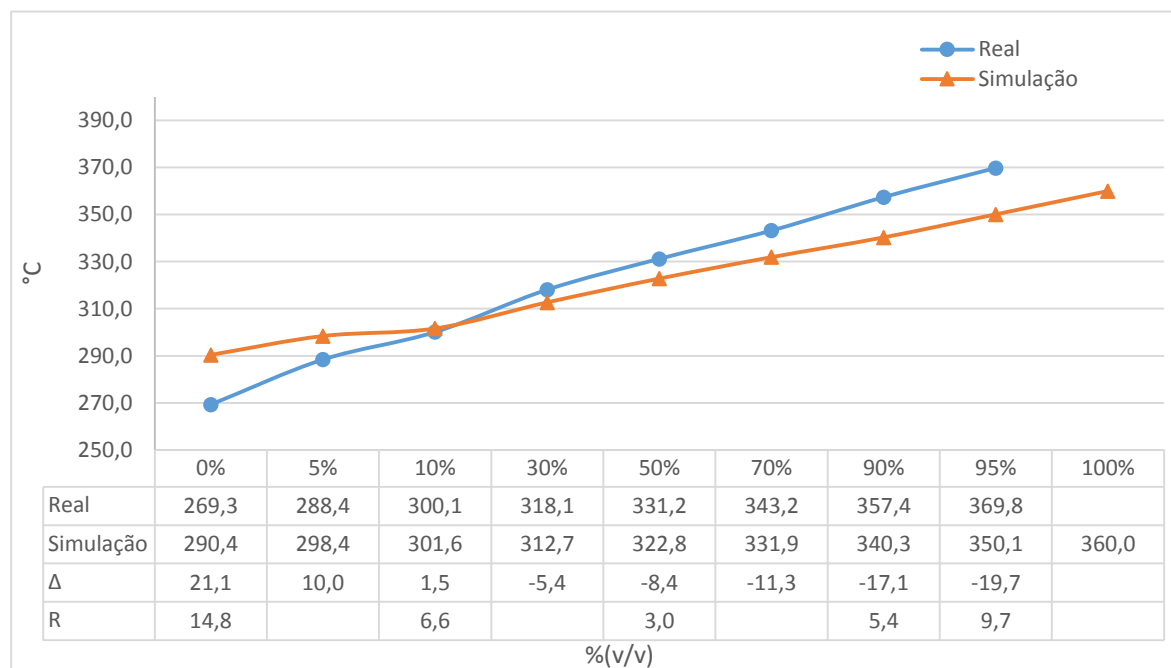
Na Tabela 5.21 apresenta-se o comparativo dos rendimentos entre a coluna real e a simulação.

**Tabela 5.21 - Rendimentos (Caso B)**

Rendimentos (% m/m)	Caso B	
	Real	Simulação
Destilado	6,5%	6,3%
LVGO	40,4%	40,4%
HVGO	17,3%	17,7%
Resíduo de Vácuo		48,3%

Pode-se verificar que os rendimentos obtidos através da simulação são bastante semelhantes aos rendimentos reais, não ultrapassando esta diferença os 0,4%, o que para as produções realizadas pela coluna não tem qualquer significado.

Na Figura 5.18, Figura 5.19 e Figura 5.20 apresentam-se as características para os principais produtos obtidos na coluna de vácuo.

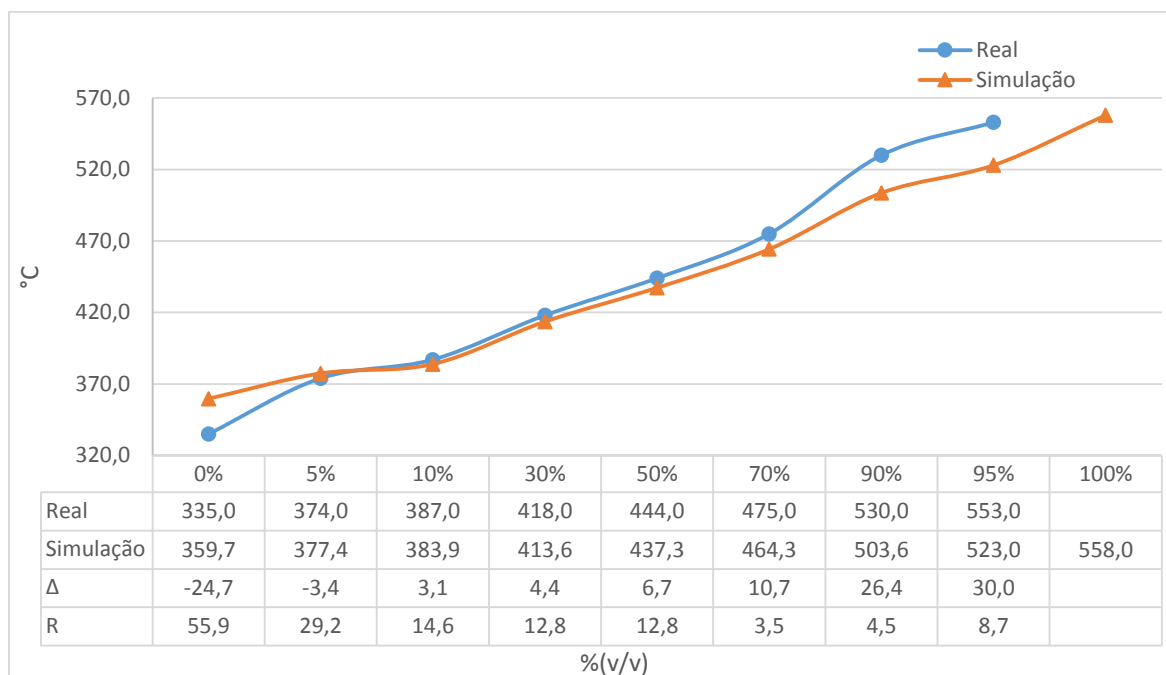


**Figura 5.18 - Curva de destilação do produto Destilado de vácuo para o Caso B e simulação desenvolvida**

Através da Figura 5.18 é possível verificar que a simulação não tem uma boa correspondência com o caso real nem no início da destilação nem no final da destilação, sendo esta razoável no intervalo entre os 10% e os 70% da destilação.

As diferenças que se verificam no início da destilação pode dever-se ao facto de na simulação não estar incluído o *cracking* que previsivelmente ocorre no forno e no fundo da coluna.

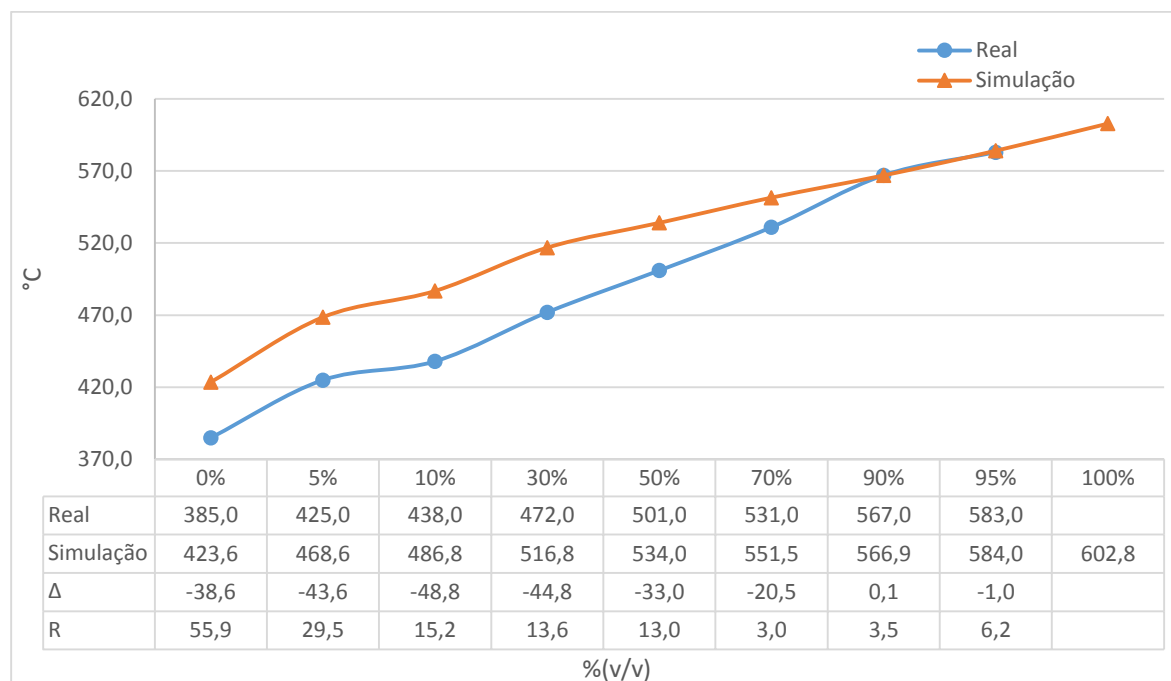
Em relação às diferenças que se verificam na parte final da destilação são justificadas pelo facto de a temperatura do leito de destilado ser inferior ao verificado na realidade, fazendo assim com que menos hidrocarbonetos mais pesados evaporem no leito abaixo e condensem no leito de destilado, baixando assim as temperaturas para a destilação no caso da simulação.



**Figura 5.19 - Curva de destilação do produto LVGO para o Caso B e simulação desenvolvida**

Pela Figura 5.19 é possível verificar que a simulação modela de forma aceitável o comportamento da coluna real para as características do LVGO, no intervalo entre o ponto inicial da destilação e os 50% da destilação, uma vez que as diferenças são neste intervalo sempre inferiores aos valores da reprodutibilidade do método ASTM D1160.

As diferenças superiores verificam-se na parte final da destilação, uma vez que a simulação não prevê um possível arrastamento entre leitos que possa ocorrer, com o possível arrastamento de produto mais pesado do leito abaixo a temperatura do ponto final da destilação previsivelmente aumentava.



**Figura 5.20 - Curva de destilação do produto HVGO para o Caso B e simulação desenvolvida**

Pela Figura 5.20 é possível verificar que a simulação apresenta algumas diferenças na modelação das características do HVGO no início da destilação, mas que na parte final esta representa o caso real de forma aceitável, sendo nos dois últimos pontos a diferença é inferior à reprodutibilidade do método ASTM D1160.

As diferenças podem mais uma vez ser justificadas pelos possíveis arrastamentos entre leitos uma vez que, se parte dos hidrocarbonetos pesados foram arrastados para o leito superior, a concentração destes vai diminuir no leito de extração de HVGO. Diminuindo assim a temperatura do ponto inicial da destilação, podendo assim ser justificada as diferenças entre as temperaturas dos pontos iniciais das destilações entre o caso real e a simulação. A situação anteriormente referida verifica-se uma vez que o LVGO está mais leve na parte final da curva de destilação e consequentemente o HVGO está mais pesado na parte inicial da curva.

### Caso C

No Caso C a alimentação é efetuada através dos tanques de armazenagem com uma carga à unidade de 263,7 m<sup>3</sup>/h, sendo alimentada ao forno a uma temperatura de 255 °C e a uma pressão de 11,5 bar.

Na Tabela 5.22 apresentam-se as características da alimentação para o Caso C, utilizadas para efetuar a implementação da simulação da coluna.

Tabela 5.22 - Caracterização da alimentação (Caso C)

D1160		Caso C
IBP	°C	284
5%	°C	352
10%	°C	378
20%	°C	416
30%	°C	449
40%	°C	480
50%	°C	515
60%	°C	554
FBP	°C	560
Recuperado	%	63,2
Massa volúmica a 15°C	Kg/dm <sup>3</sup>	0,9674

Como nos casos anterior só é possível obter-se a temperatura de parte da destilação, sendo neste caso até aos 63,2% da destilação, a restante curva de destilação é extrapolada pelo *software* utilizado.

A pressão do topo da coluna é de 10,3 mBar.

Na Tabela 5.23 apresentam-se as variáveis de processo possíveis de manipular na coluna.

Tabela 5.23 - Variáveis manipuladas (Caso C)

Caudal/Carga unidade (% v/v)	Caso C	
	Real	Simulação
Vapor	0,4%	0,4%
<i>Quench</i>	0%	0%
Reciclo VV-E-1	7%	7%
PA-Destilado	50%	50%
PA-LVGO	31%	31%
PA-HVGO	130%	130%
Reciclo Destilado	17%	17%
HVGO Lavagem	22%	22%

Como se pode verificar Tabela 5.23 todos os valores para as variáveis manipuladas utilizados são iguais aos valores destas variáveis no momento da recolha das amostras dos produtos, para posterior análise no Laboratório. Para estas variáveis efetuou-se uma média de 30 min entre as 06h45 min e

as 07h15 min dos valores recolhidos através das *Tags* dos pontos de medição, uma vez que as amostras são recolhidas às 7h.

Na Tabela 5.24 apresenta-se o perfil de temperatura ao longo da coluna de destilação de vácuo.

**Tabela 5.24 - Perfil de temperatura da coluna (Caso C)**

Temperaturas (°C)	Caso C	
	Real	Simulação ( $\Delta$ )
Topo	26,7	1,1
Destilado	163,9	-22,8
LVGO	236,5	-3,5
HVGO	300,2	2,9
WO	322,4	42,2
Resíduo de Vácuo	343,6	0,1
<i>Flash</i>	374,7	0,0

Verifica-se que as temperaturas nos principais pratos de extração é bastante semelhante, sendo a única exceção o prato de destilado onde a simulação não modela de forma aceitável a temperatura, mas tanto no prato de extração de LVGO e HVGO a diferença de temperaturas são bastante inferiores, sendo estas aceitáveis.

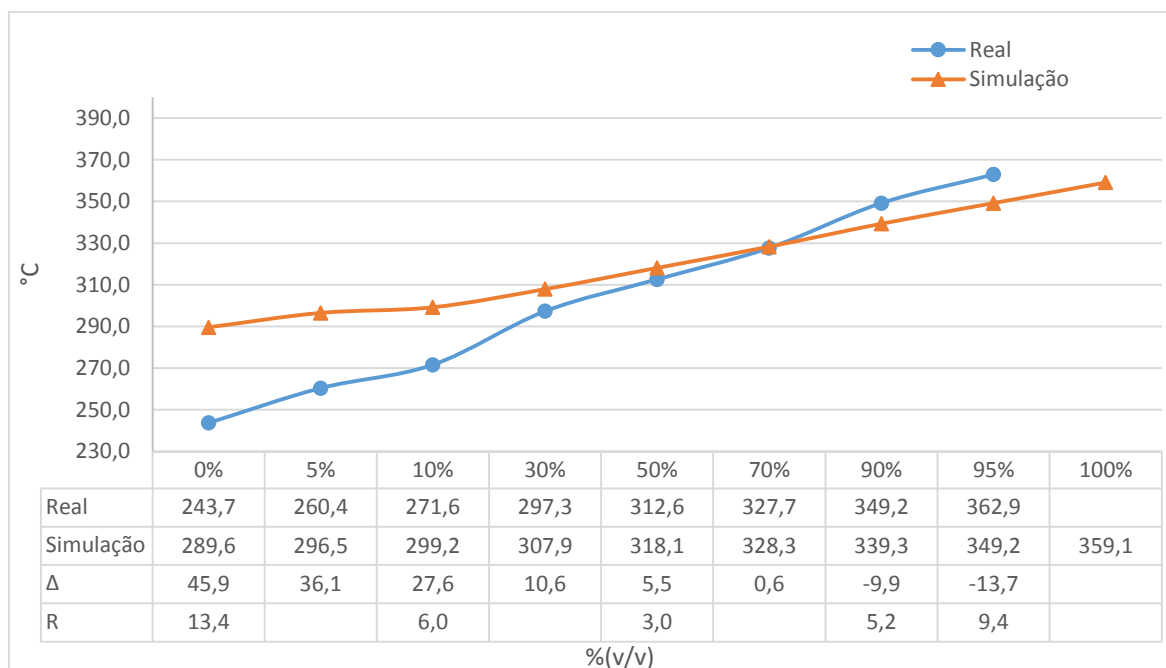
Na Tabela 5.25 apresenta-se o comparativo dos rendimentos entre a coluna real e a simulação.

**Tabela 5.25 - Rendimentos (Caso C)**

Rendimentos (% m/m)	Caso C	
	Real	Simulação
Destilado	5,8%	5,8%
LVGO	34,4%	35,1%
HVGO	20,2%	21,0%
Resíduo de Vácuo		39,0%

Pode-se verificar que os rendimentos obtidos através da simulação em comparação com o caso real apresentam uns desvios significativos no LVGO e no HVGO.

Na Figura 5.21, Figura 5.22 e Figura 5.23 apresentam-se as características para os principais produtos obtidos na coluna de vácuo.

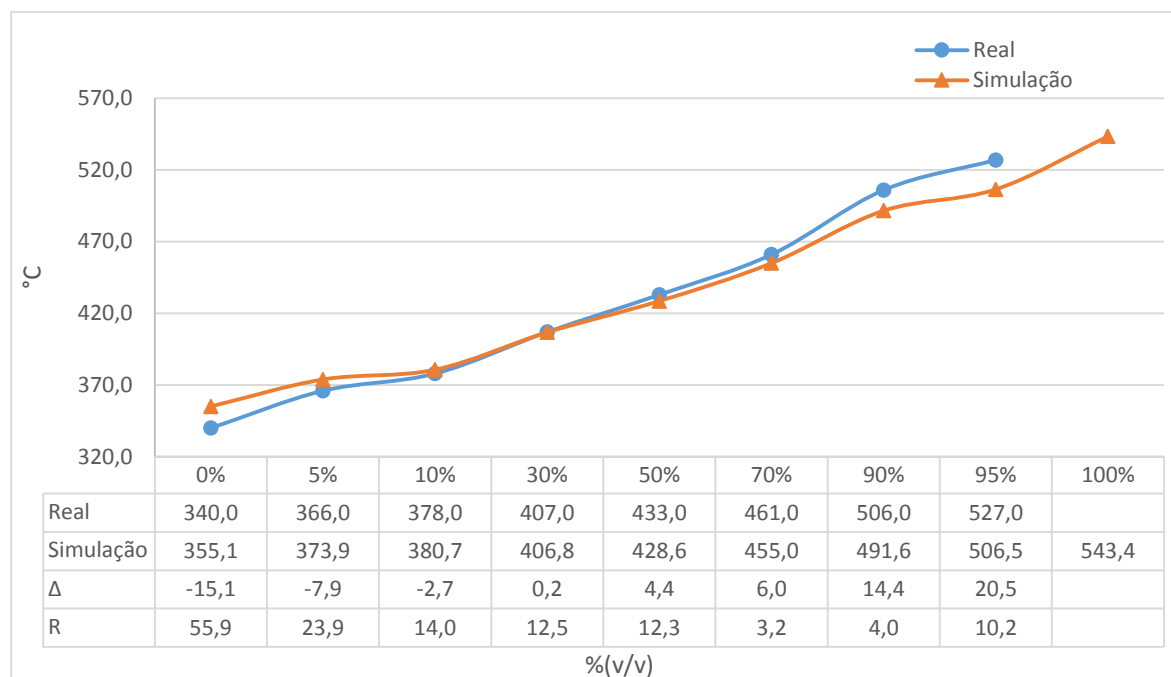


**Figura 5.21 - Curva de destilação do produto Destilado de vácuo para o Caso C e simulação desenvolvida**

Através da Figura 5.21 é possível verificar que a simulação não tem uma boa correspondência com o caso real nem no início da destilação nem no final da destilação, sendo esta razoável no intervalo entre os 30% e os 70% da destilação.

As diferenças que se verificam no início da destilação pode dever-se ao facto de na simulação não estar incluído o *cracking* que previsivelmente ocorre no forno e no fundo da coluna.

Em relação às diferenças que se verificam na parte final da destilação são justificadas pelo facto de a temperatura do leito de destilado ser inferior ao verificado na realidade, fazendo assim com que menos hidrocarbonetos mais pesados evaporem no leito abaixo e condensem no leito de destilado, baixando assim as temperaturas para a destilação no caso da simulação.

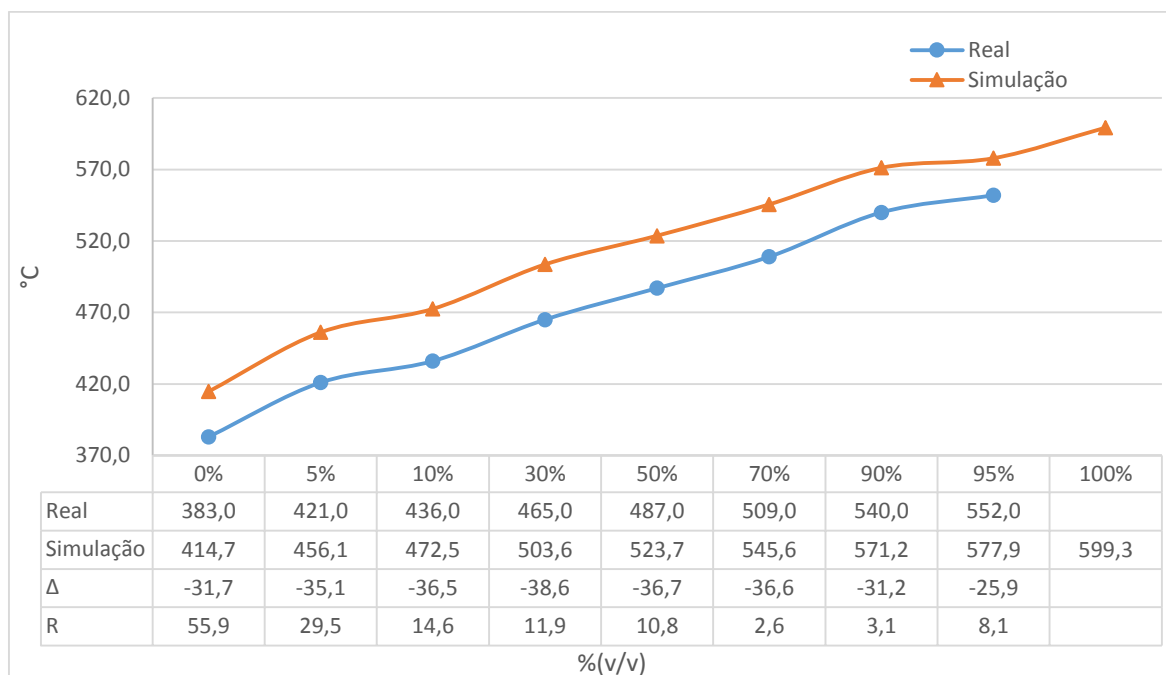


**Figura 5.22 - Curva de destilação do produto LVGO para o Caso C e simulação desenvolvida**

Pela Figura 5.22 é possível verificar que a simulação modela de forma aceitável o comportamento da coluna real para as características do LVGO, no intervalo entre o ponto inicial da destilação e os 50% da destilação, uma vez que as diferenças são neste intervalo sempre inferiores aos valores da reprodutibilidade do método ASTM D1160.

As diferenças superiores verificam-se na parte final da destilação, uma vez que a simulação não prevê um possível arrastamento entre leitos que possa ocorrer, com o possível arrastamento de produto mais pesado do leito abaixo a temperatura do ponto final da destilação previsivelmente aumentava.





**Figura 5.23 - Curva de destilação do produto HVGO para o Caso C e simulação desenvolvida**

Pela Figura 5.23 é possível verificar que a simulação não modela de forma aceitável o comportamento da coluna real para as características do HVGO, uma vez que os valores simulados apresentam grandes diferenças em relação ao caso real.

## Caso D

No Caso D a alimentação é diretamente efetuada a partir do produto de fundo da coluna de destilação atmosférica com uma carga à unidade de 297,7 m<sup>3</sup>/h, sendo alimentada ao forno a uma temperatura de 287,4 °C e a uma pressão de 11,6 bar.

Na Tabela 5.26 apresentam-se as características da alimentação para o Caso D, utilizadas para efetuar a implementação da simulação da coluna.

Tabela 5.26 - Caracterização da alimentação (Caso D)

D1160		Caso D
IBP	°C	304
5%	°C	363
10%	°C	390
20%	°C	426
30%	°C	454
40%	°C	483
50%	°C	516
60%	°C	554
FBP	°C	566
Recuperado	%	65,5
Massa volúmica a 15°C Kg/dm <sup>3</sup>		0,9592

Como nos casos anterior só é possível obter-se a temperatura de parte da destilação, sendo neste caso até aos 65,5% da destilação, a restante curva de destilação é extrapolada pelo *software* utilizado.

A pressão do topo da coluna é de 10,1 mBar.

Na Tabela 5.27 apresentam-se as variáveis de processo possíveis de manipular na coluna.

Tabela 5.27 - Variáveis manipuladas (Caso D)

Caudal/Carga unidade (% v/v)	Caso D	
	Real	Simulação
Vapor	0,5%	0,5%
<i>Quench</i>	0%	0%
Reciclo VV-E-1	17%	17%
PA-Destilado	62%	62%
PA-LVGO	52%	52%
PA-HVGO	123%	123%
Reciclo Destilado	9%	9%
HVGO Lavagem	15%	15%

Como se pode verificar na Tabela 5.27 todos os valores para as variáveis manipuladas utilizados são iguais aos valores destas variáveis no momento da recolha das amostras dos produtos, para posterior análise no Laboratório. Para estas variáveis efetuou-se uma média de 30 min entre as 06h45 min e as 07h15 min dos valores recolhidos através das *Tags* dos pontos de medição, uma vez que as amostras são recolhidas às 7h.

Na Tabela 5.28 apresenta-se o perfil de temperatura ao longo da coluna de destilação de vácuo.

**Tabela 5.28 - Perfil de temperatura da coluna (Caso D)**

Temperaturas (°C)	Caso D	
	Real	Simulação ( $\Delta$ )
Topo	126,5	1,2
Destilado	176,9	-1,9
LVGO	250,4	-1,5
HVGO	310,9	1,7
WO	346,2	27,5
Resíduo de Vácuo	342,5	-6,3
Flash	388,0	0,0

Como se pode verificar as temperaturas de extração dos produtos da coluna são no máximo de 2 °C em relação ao caso real, sendo esta uma diferença aceitável para a comparação entre um valor real e uma simulação, pois não é de prever que tenha influência na qualidade dos produtos.

A diferença maior verifica-se para o prato de extração de WO mas que não tem qualquer influência, uma vez que o caudal extraído neste prato é enviada para o *visbreaker*, sendo esta apenas uma corrente para o controlo de metais e de compostos pesados arrastados para a zona de lavagem.

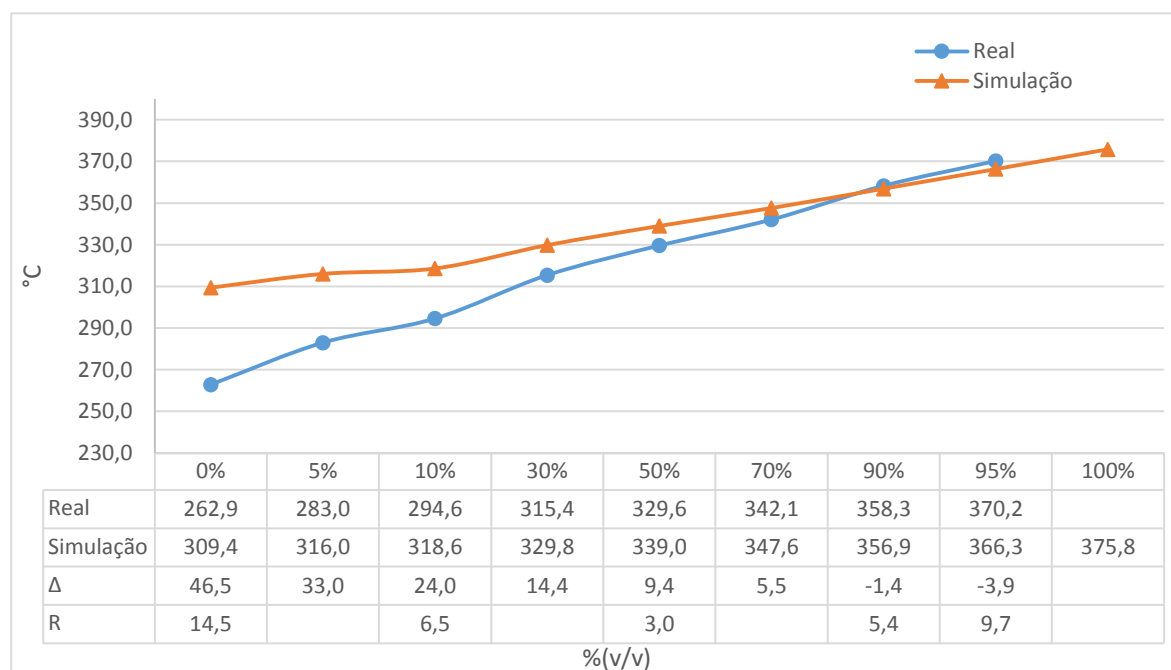
Na Tabela 5.29 apresenta-se o comparativo dos rendimentos entre a coluna real e a simulação.

**Tabela 5.29 - Rendimentos (Caso D)**

Rendimentos (% m/m)	Caso D	
	Real	Simulação
Destilado	5,8%	5,8%
LVGO	34,5%	34,9%
HVGO	19,3%	19,9%
Resíduo de Vácuo		39,0%

Pode-se verificar que os rendimentos obtidos através da simulação são bastante semelhantes aos rendimentos reais, não ultrapassando esta diferença os 0,6%, o que para as produções realizadas pela coluna não tem qualquer significado.

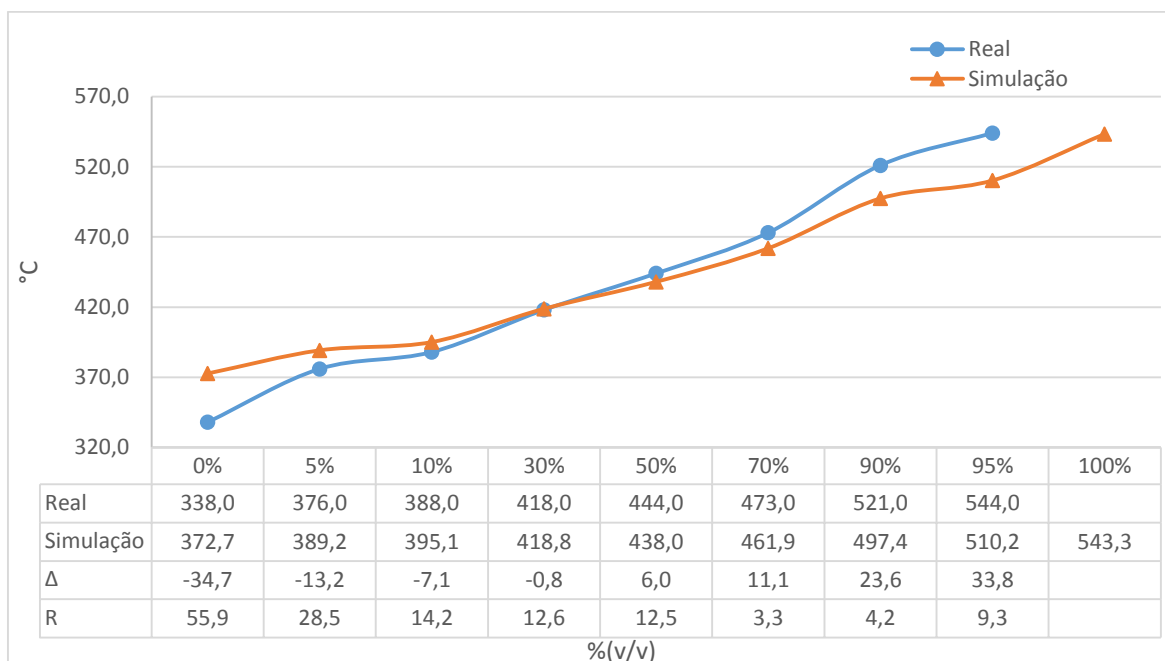
Na Figura 5.24, Figura 5.25 e Figura 5.26 apresentam-se as características para os principais produtos obtidos na coluna de vácuo.



**Figura 5.24 - Curva de destilação do produto Destilado de vácuo para o Caso D e simulação desenvolvida**

Através da Figura 5.24 é possível verificar que a simulação tem uma boa correspondência com o caso real no final da destilação, uma vez que as diferenças entre os valores reais e a simulação não superam a reprodutibilidade do método ASTM D 86.

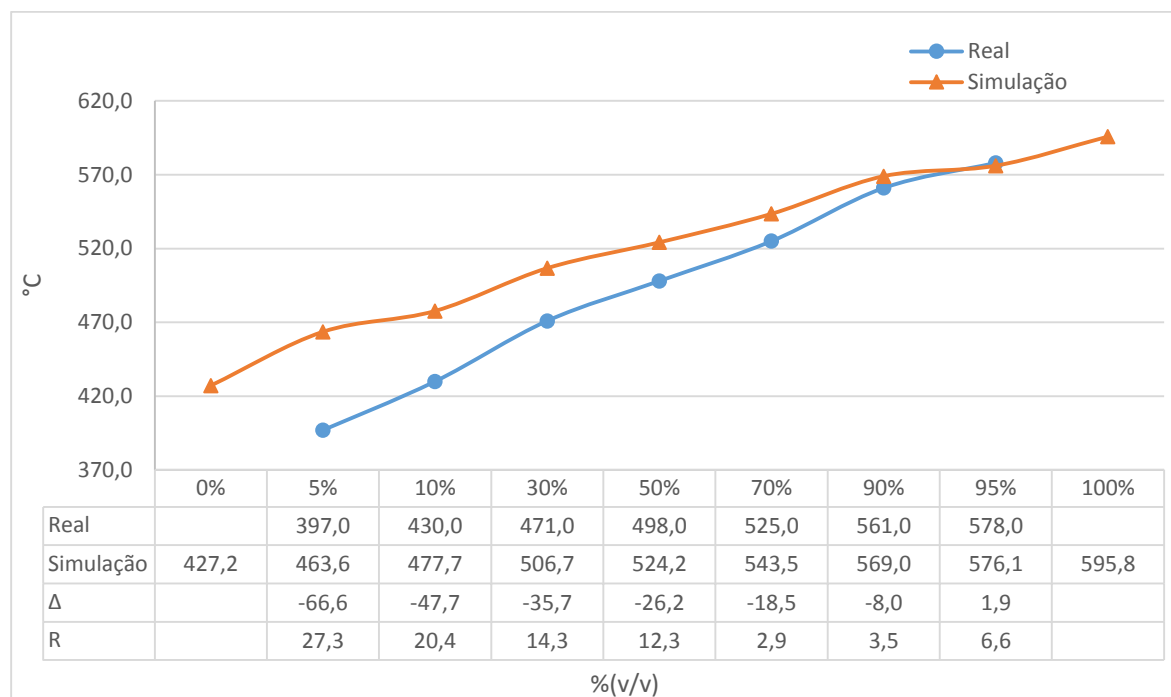
As diferenças maiores verificam-se no início da destilação, mas este facto pode dever-se ao facto de na simulação não estar incluído o *cracking* que previsivelmente ocorre no forno e no fundo da coluna.



**Figura 5.25 - Curva de destilação do produto LVGO para o Caso D e simulação desenvolvida**

Pela Figura 5.25 é possível verificar que a simulação modela de forma aceitável o comportamento da coluna real para as características do LVGO, no intervalo entre o ponto inicial da destilação e os 50% da destilação, uma vez que as diferenças são neste intervalo sempre inferiores aos valores da reprodutibilidade do método ASTM D1160.

As diferenças superiores verificam-se na parte final da destilação, uma vez que a simulação não prevê um possível arrastamento entre leitos que possa ocorrer, com o possível arrastamento de produto mais pesado do leito abaixo a temperatura do ponto final da destilação previsivelmente aumentava.



**Figura 5.26 - Curva de destilação do produto HVGO para o Caso D e simulação desenvolvida**

Pela Figura 5.26 é possível verificar que a simulação apresenta algumas diferenças na modelação das características do HVGO no início da destilação, mas que na parte final esta representa o caso real de forma razoável, sendo nos 95% da destilação a diferença inferior à reprodutibilidade do método ASTM D1160.

As diferenças podem mais uma vez ser justificadas pelos possíveis arrastamentos entre leitos uma vez que, se parte dos hidrocarbonetos pesados foram arrastados para o leito superior, a concentração destes vai diminuir no leito de extração de HVGO. Diminuindo assim a temperatura do ponto inicial da destilação, podendo assim ser justificada a diferença entre as temperaturas dos pontos iniciais das destilações entre o caso real e a simulação. A situação anteriormente referida verifica-se uma vez que o LVGO está mais leve na parte final da curva de destilação e consequentemente o HVGO está mais pesado na parte inicial da curva.

### Conclusões sobre a implementação dos Casos Reais

Na implementação dos casos reais verifica-se que para o caso do destilado o modelo apresenta maiores desvios na parte inicial da destilação, que como foi referido anteriormente pode dever-se ao

facto de o *cracking* existente no forno e no fundo da coluna não ser modelado por falta de um analisador ou de análises de Laboratório que indique a composição da corrente de Off Gas que é extraída no topo da coluna de vácuo.

Com a composição da corrente de Off Gas poderia efetuar-se uma estimativa do *cracking* que ocorre e assim adicionar uma corrente fictícia à coluna com os produtos leves produzido através dessas reações de *cracking*.

Em relação ao LVGO pode-se verificar que na maioria dos casos reais simulados os resultados obtidos através do modelo apresentam os maiores desvios na parte final da destilação deste produto. Estas diferenças podem em parte ser explicados por possíveis arrastamentos de compostos mais pesados para os leitos superiores que o modelo não prevê.

Para o HVGO verifica-se que as maiores diferenças ocorrem na parte inicial da destilação de vácuo do produto, estas diferenças podem em parte ser explicadas pelos arrastamentos que na coluna real ocorrem entre leitos.

Como possivelmente existe arrastamento do leito de HVGO para o leito de LVGO de componentes com ponto de ebulição entre 450 °C e os 540 °C, ocorrem assim as diferenças nestas gamas de temperaturas tanto na destilação de LVGO como na de HVGO. Os componentes que na simulação estão a ser extraídos no leito de HVGO na prática é possível que estejam a ser extraídos no leito de LVGO.







## Otimização da Coluna de Vácuo

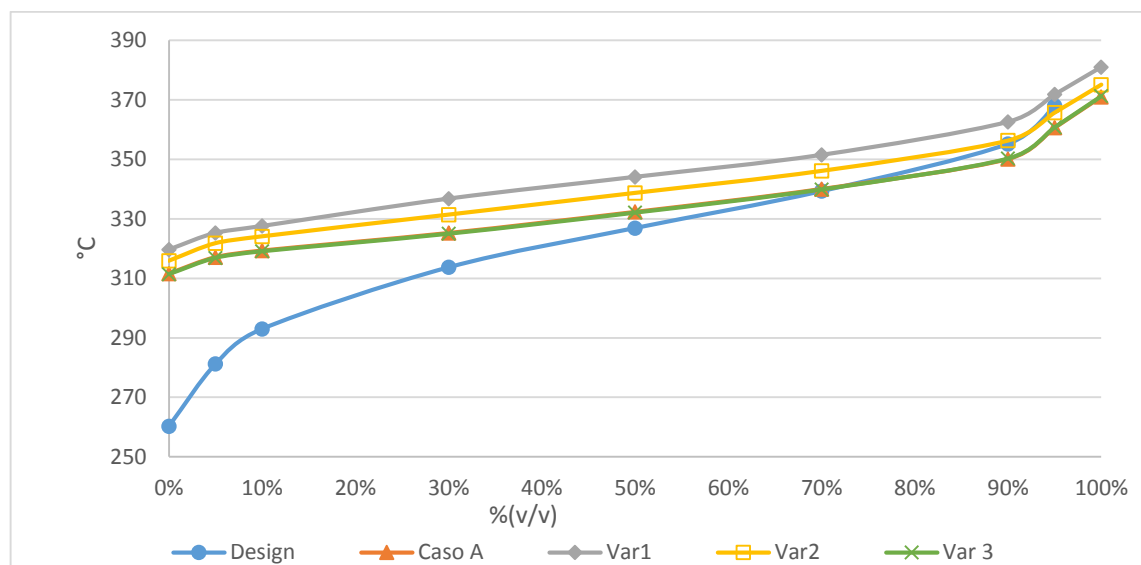
### Otimização da qualidade dos produtos simulados

Com o objetivo de verificar a influência de algumas variáveis nas destilações dos produtos extraídos, efetuaram-se algumas alterações nos *pumparound* do Destilado, do LVGO, do HVGO e efetuaram-se alterações na pressão de topo da coluna de vácuo.

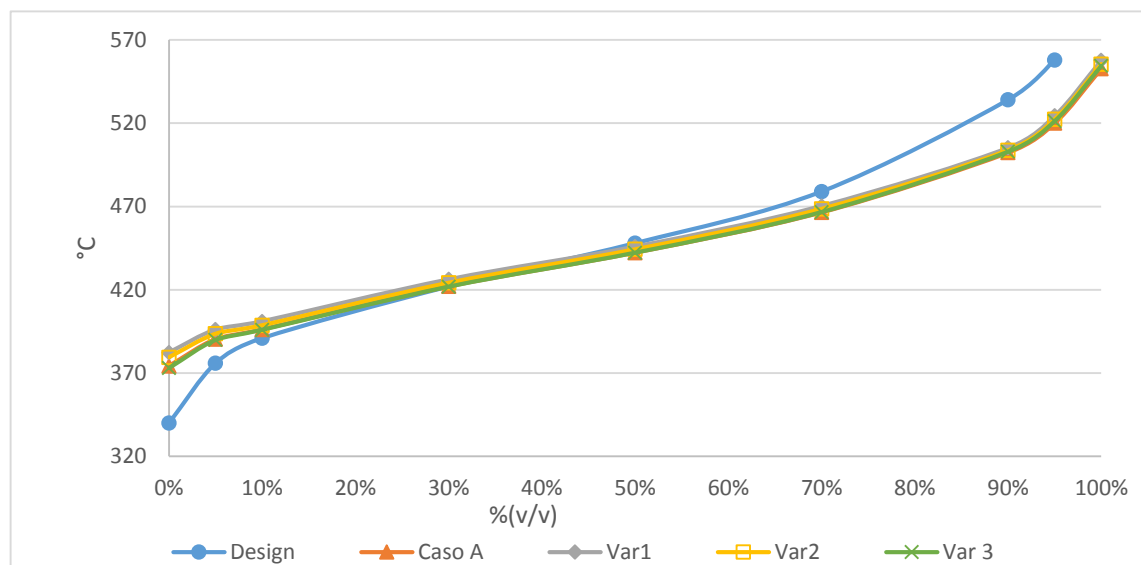
#### Alteração no *pumparound* de HVGO

Para o *pumparound* de HVGO efetuaram-se três variações no caudal de refluxo:

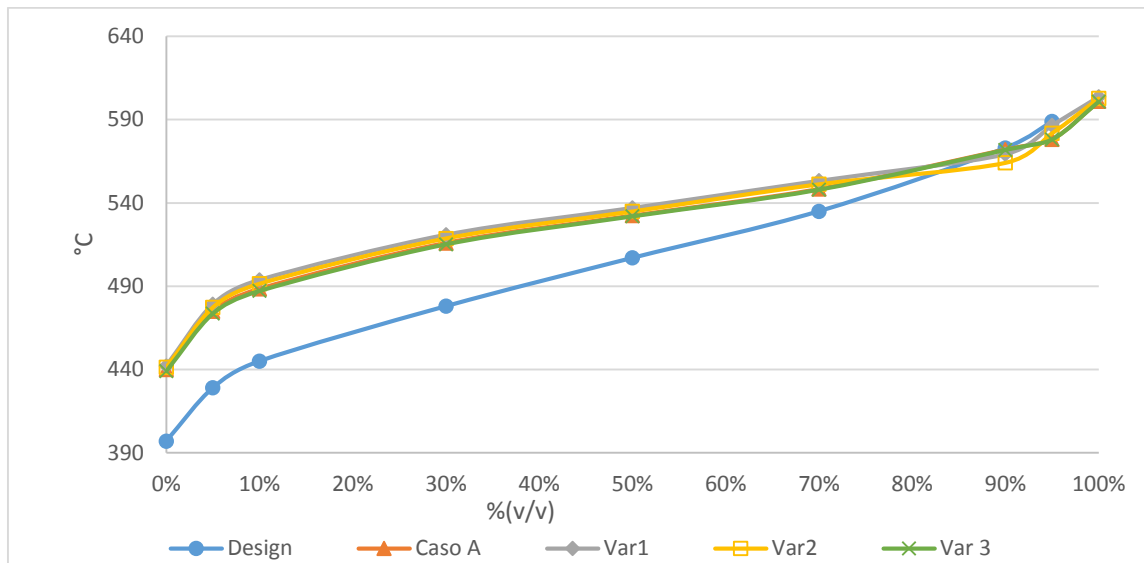
- **Var1** - Diminuição do caudal de refluxo no *pumparound* de HVGO de 416 m<sup>3</sup>/h para 300 m<sup>3</sup>/h.
- **Var2** - Diminuição do caudal de refluxo no *pumparound* de HVGO de 416 m<sup>3</sup>/h para 350 m<sup>3</sup>/h.
- **Var3** - Aumento do caudal de refluxo no *pumparound* de HVGO de 416 m<sup>3</sup>/h para 500 m<sup>3</sup>/h.



**Figura 6.1 - Destilação do Destilado (Variação PA-HVGO)**



**Figura 6.2 - Destilação de LVGO (Variação PA-HVGO)**



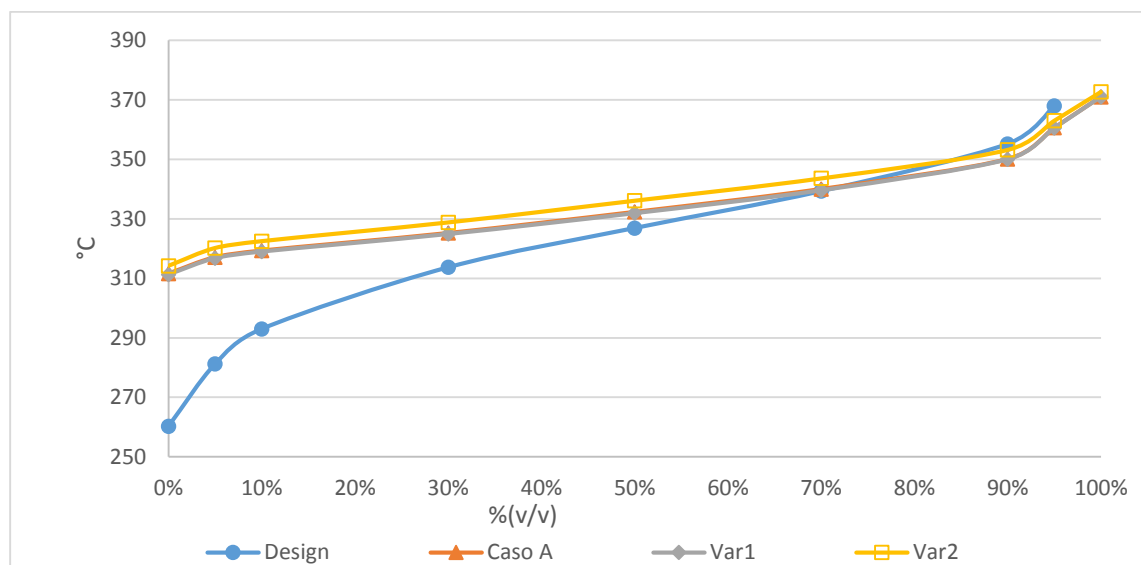
**Figura 6.3 - Destilação do HVGO (Variação PA-HVGO)**

Na Figura 6.1 verifica-se que quando há uma diminuição do caudal para 350 m<sup>3</sup>/h a destilação do Destilado melhora na parte final, enquanto que nas outras variações não se verificam alterações significativas. Na Figura 6.2 e Figura 6.3 que corresponde à destilação do LVGO e do HVGO, respetivamente, não se verificam alterações significativas nas curvas de destilação após as alterações efetuadas.

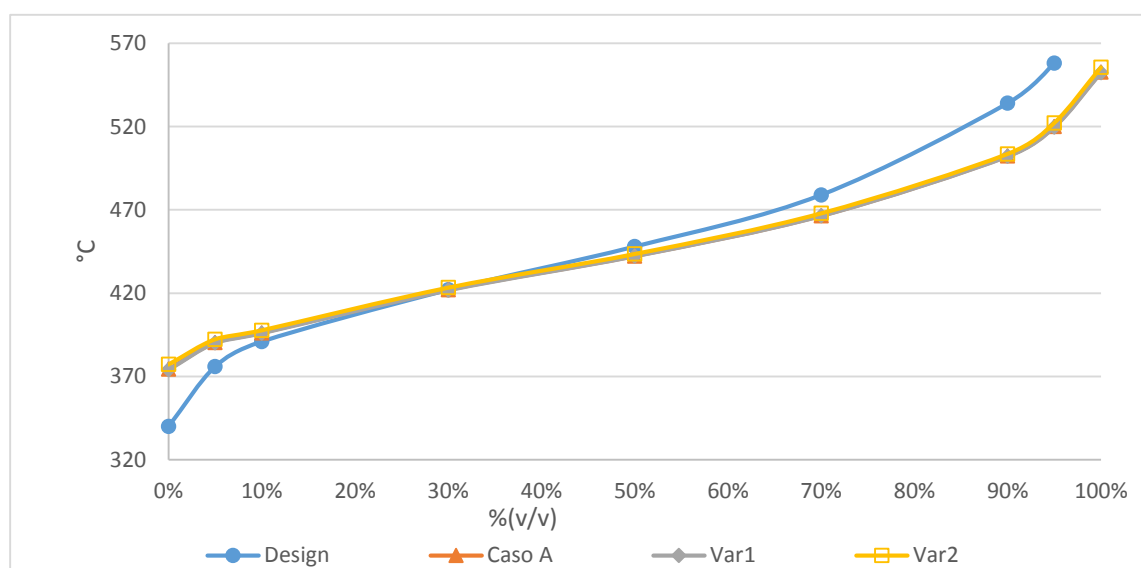
### **Alteração no *pumparound* de LVGO**

Para o *pumparound* de LVGO efetuaram-se duas variações no caudal de refluxo:

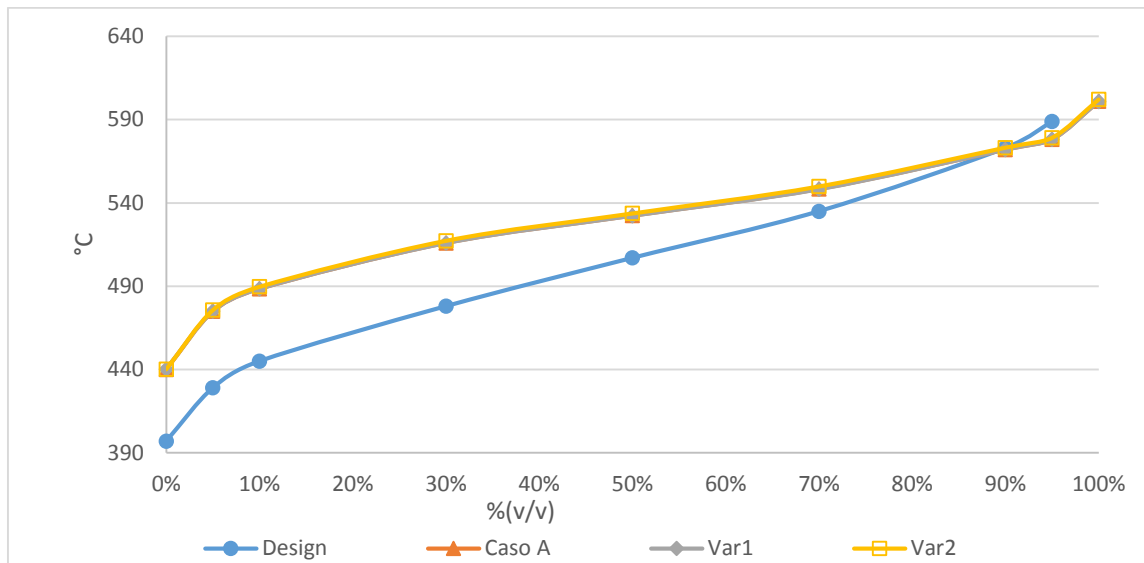
- **Var1** - Aumento do caudal de refluxo no *pumparound* de LVGO de 165 m<sup>3</sup>/h para 200 m<sup>3</sup>/h.
- **Var2** - Diminuição do caudal de refluxo no *pumparound* de LVGO de 165 m<sup>3</sup>/h para 115 m<sup>3</sup>/h.



**Figura 6.4 - Destilação do Destilado (Variação PA-LVGO)**



**Figura 6.5 - Destilação do LVGO (Variação do PA-LVGO)**



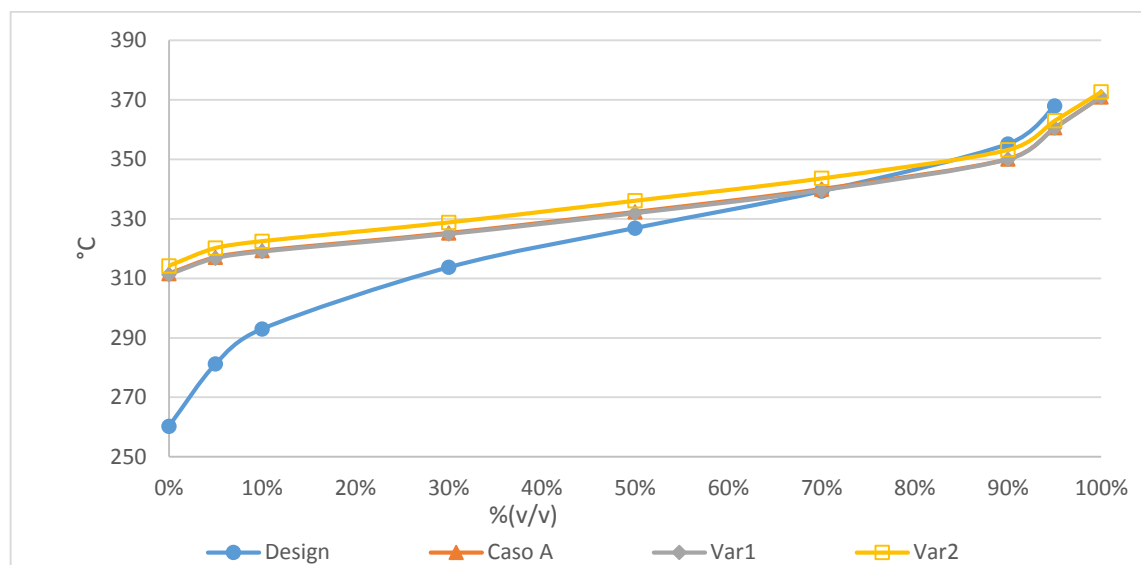
**Figura 6.6 - Destilação do HVGO (Variação do PA-LVGO)**

Na Figura 6.4 verifica-se uma ligeira melhoria na parte final da destilação de Destilado após a diminuição do caudal de refluxo do *pumparound* de LVGO. Em relação às destilações de LVGO e HVGO ilustradas na Figura 6.5 e na Figura 6.6, não se verificam alterações significativas nas destilações dos produtos.

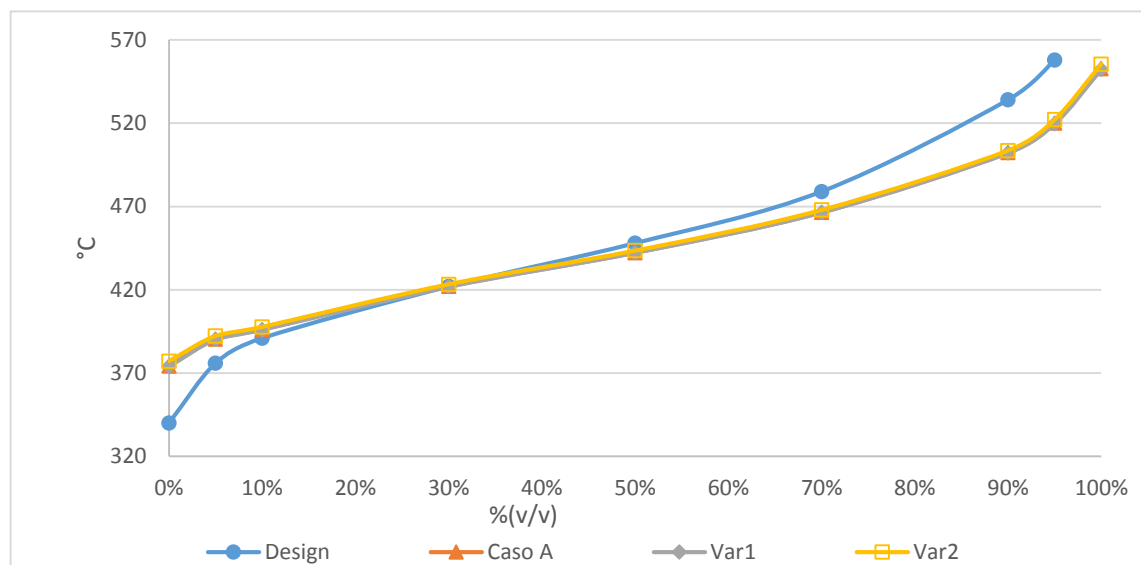
### **Alteração no *pumparound* de Destilado**

Para o *pumparound* de Destilado efetuaram-se duas variações no caudal de refluxo:

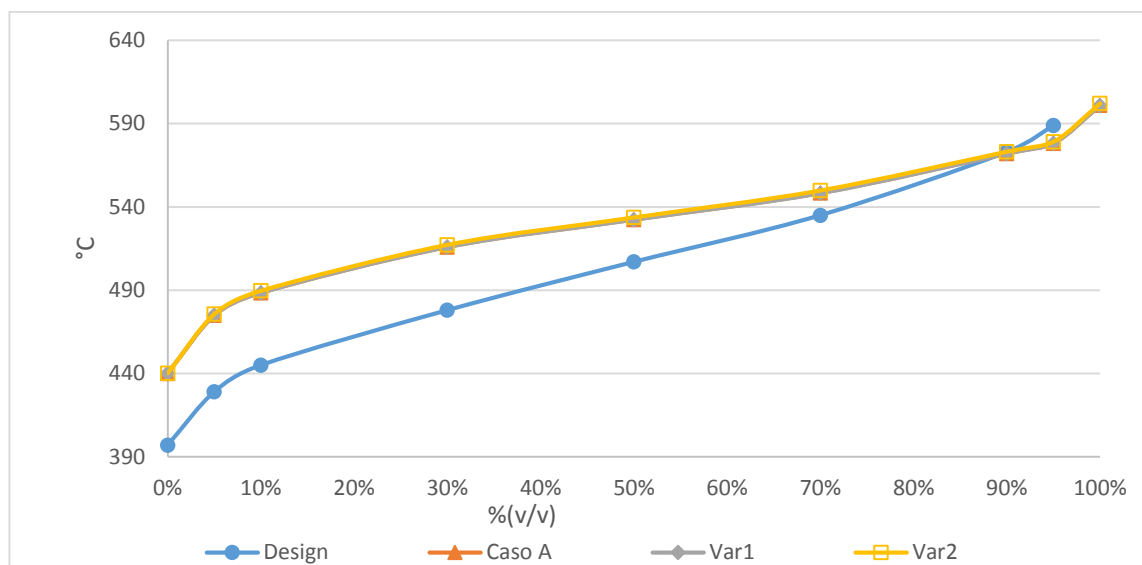
- **Var1** - Aumento do caudal de refluxo no *pumparound* de Destilado de 180 m<sup>3</sup>/h para 200 m<sup>3</sup>/h.
- **Var2** - Diminuição do caudal de refluxo no *pumparound* de Destilado de 180 m<sup>3</sup>/h para 125 m<sup>3</sup>/h.



**Figura 6.7 - Destilação do Destilado (Variação do PA-Dest)**



**Figura 6.8 - Destilação do LVGO (Variação do PA-Dest)**



**Figura 6.9 - Destilação do HVGO (Variação do PA-Dest)**

Na Figura 6.7 verifica-se uma ligeira melhoria na parte final da destilação de Destilado após a diminuição do caudal de reflexo do *pumparound* de LVGO. Em relação às destilações de LVGO e HVGO ilustradas na Figura 6.8 e na Figura 6.9, não se verificam alterações significativas nas destilações dos produtos.

### Alteração da pressão de topo da coluna

Para a pressão de topo efetuaram-se três variações:

- **Var1** – aumento de 9,4 mBar para 15 mbar
- **Var2** - aumento de 9,4 mBar para 25 mbar
- **Var3** - diminuição de 9,4 mBar para 8 mbar

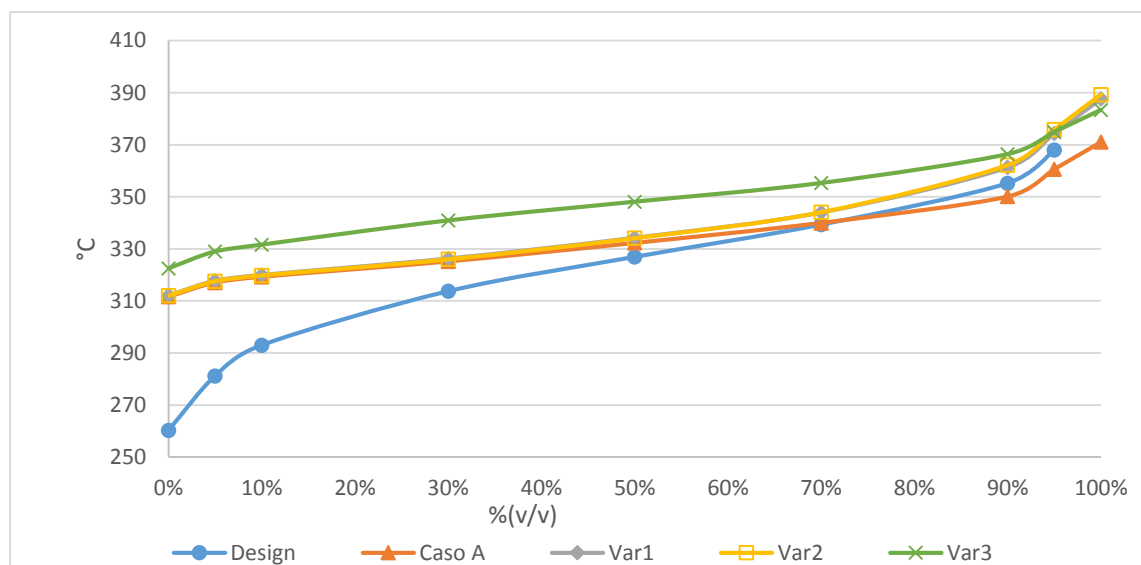


Figura 6.10 - Destilação do Destilado (Variação da pressão)

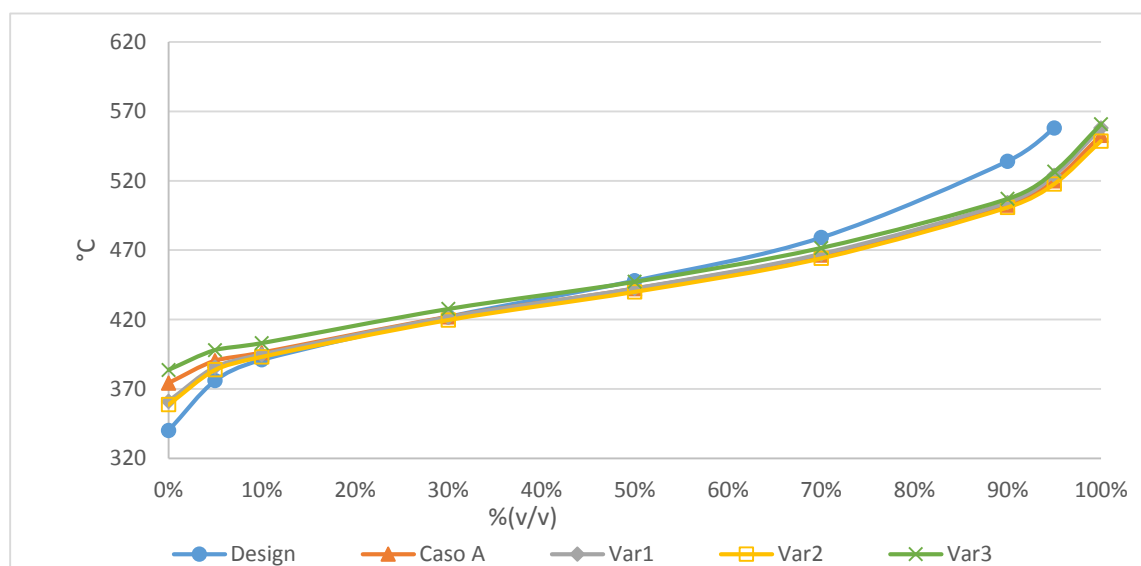
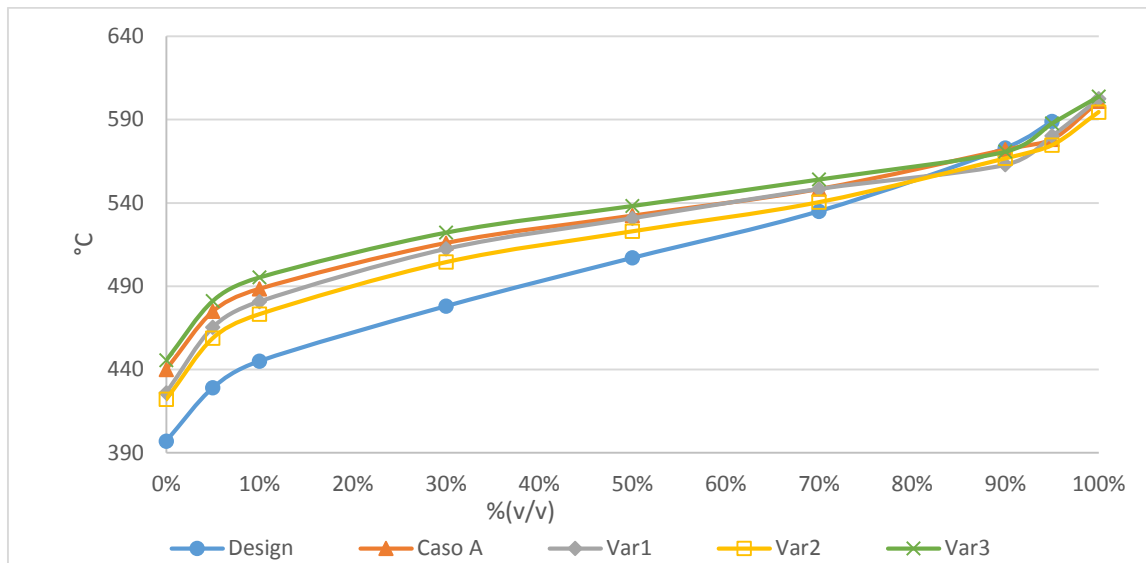


Figura 6.11 - Destilação do LVGO (Variação da pressão)





**Figura 6.12 - Destilação do HVGO (Variação da pressão)**

Verifica-se pela Figura 6.10, Figura 6.11 e Figura 6.12 que a alteração da pressão de topo da coluna de destilação de vácuo não apresentam melhorias nas destilações dos produtos obtidos na coluna.

## Otimização dos rendimentos da coluna

As otimizações que se apresentam neste capítulo foram realizadas no caso A, uma vez que foi o caso onde a modelação do caso real a partir da simulação obteve melhores resultados e pelo facto de ser um dos casos com data mais recente, exemplificando assim bem a situação atual da coluna de vácuo.

### Otimização 1

#### Alterações efetuadas nas variáveis de processo

Para a primeira otimização foi alterado o caudal de vapor de *stripping* da coluna de 350 Kg/h para 500 Kg/h. Como referido na descrição da unidade de destilação de vácuo este é um parâmetro de grande importância pois permite que os hidrocarbonetos leves que são arrastados pelos hidrocarbonetos pesados se libertem e tem o efeito de diminuir a pressão parcial de hidrocarbonetos na zona de *flash* permitindo assim o aumento da produção de VGO.

Tabela 6.1 - Variáveis manipuladas (OPT1)

Caudal/Carga unidade (% v/v)	OPT1	
	Real	Simulação
<b>Vapor</b>	<b>0,40%</b>	<b>0,45%</b>
<i>Quench</i>	8%	8%
Reciclo VV-E-1	12%	12%
PA-Destilado	62%	62%
PA-LVGO	57%	57%
PA-HVGO	144%	144%

### Resultados da otimização

Um dos objetivos da otimização é aumentar a produção de VGO, principalmente LVGO, mas mantendo as características dos produtos finais, sendo para isso de grande importância que as temperaturas nos pratos de extração não se alterem significativamente.

Tabela 6.2 - Perfil de temperatura da coluna (OPT1)

Temperaturas (°C)	OPT1		Caso A ( $\Delta$ )
	Real	Simulação ( $\Delta$ )	
Topo	83,5	-0,4	-1,1
Destilado	169,7	2,1	2,3
LVGO	239,6	4,3	4,3
HVGO	307,8	5,0	3,8
WO	354,0	20,4	19,6
Resíduo de Vácuo	344,7	-9,1	-7,0
<i>Flash</i>	396,0	0,0	0,0

Como se verifica as temperaturas dos pratos de extração dos principais produtos e no topo da coluna não se alteram de forma significativa, sendo este desvio no máximo de aproximadamente 1 °C em comparação com a simulação do caso A, o que não alterará significativamente a qualidade dos produtos extraídos da coluna.

Na Tabela 6.3 apresentam-se os rendimentos dos principais produtos.

**Tabela 6.3 - Rendimentos (OPT1)**

Rendimentos (% m/m)	OPT1	
	Real	Simulação
Destilado	4,2%	4,1%
LVGO	34,1%	34,5%
HVGO	18,5%	19,2%
Resíduo de Vácuo		50,5%

Como se verifica com o aumento do vapor de *stripping* foi possível aumentar o rendimento em LVGO de 0,4% e um aumento do rendimento em HVGO de 0,7%.

## Otimização 2

### Alterações efetuadas nas variáveis de processo

Na segunda otimização efetuada subiu-se 1 °C à temperatura de entrada na coluna, sendo está uma variável que no processo controla o caudal de *fuel* gás que alimenta o forno, para que a partir do aumento da temperatura do forno se possa aumentar a temperatura de entrada na coluna.

Esta é uma variável bastante importante uma vez que o aumento da temperatura permite o aumento da vaporização da alimentação, aumentando assim a produção da coluna em produtos mais leves.

### Resultados da otimização

Durante esta otimização, como se pode verificar na Tabela 6.4, os caudais de reciclo, o vapor, o *quench* e a alimentação foram mantidos constantes.

**Tabela 6.4 - Variáveis manipuladas (OPT2)**

Caudal/Carga unidade (% v/v)	OPT2	
	Real	Simulação
Vapor	0,4%	0,4%
<i>Quench</i>	8%	8%
Reciclo VV-E-1	12%	12%
PA-Destilado	62%	62%
PA-LVGO	57%	57%
PA-HVGO	144%	144%

Um dos objetivos da otimização é aumentar a produção de VGO, principalmente LVGO, mas mantendo as características dos produtos finais, sendo para isso de grande importância que as temperaturas nos pratos de extração não se alterem significativamente.

Tabela 6.5 - Perfil de temperatura da coluna (OPT2)

Temperaturas (°C)	OPT2		Caso A ( $\Delta$ )
	Real	Simulação ( $\Delta$ )	
Topo	83,5	5,0	-1,1
Destilado	169,7	2,5	2,3
LVGO	239,6	4,5	4,3
HVGO	307,8	4,9	3,8
WO	354,0	20,8	19,6
Resíduo de Vácuo	344,7	-6,6	-7,0
<i>Flash</i>	<b>396,0</b>	<b>1,0</b>	<b>0,0</b>

Como se verifica as temperaturas dos pratos de extração dos principais produtos da coluna não se alteram de forma significativa, sendo esta no máximo de aproximadamente 1 °C em comparação com a simulação do caso A, o que não alterará significativamente a qualidade dos produtos extraídos da coluna. Existindo apenas um pequeno aumento da temperatura de topo devido à maior vaporização e consequente aumento de gases no topo da coluna.

Na Tabela 6.6 apresentam-se os rendimentos dos principais produtos.

Tabela 6.6 - Rendimentos (OPT2)

Rendimentos (% m/m)	OPT2	
	Real	Simulação
Destilado	4,2%	4,1%
LVGO	34,1%	34,5%
HVGO	18,5%	18,9%
Resíduo de Vácuo		50,8%

Como se verifica com o aumento temperatura de entrada na coluna foi possível aumentar o rendimento em LVGO de 0,4% e um aumento do rendimento em HVGO de 0,4%.

### Otimização 3

#### Alterações efetuadas nas variáveis de processo

Na terceira otimização efetua-se uma diminuição de 15 m<sup>3</sup>/h no caudal de reciclo do LVGO, esta variação tem como objetivo diminuir o arrefecimento do leito de LVGO permitindo que mais hidrocarbonetos sejam vaporizados.

Tabela 6.7 - Variáveis manipuladas (OPT3)

Caudal/Carga unidade (% v/v)	OPT3	
	Real	Simulação
Vapor	0,4%	0,4%
<i>Quench</i>	8%	8%
Reciclo VV-E-1	12%	12%
PA-Destilado	62%	62%
<b>PA-LVGO</b>	<b>57%</b>	<b>52%</b>
PA-HVGO	144%	144%

Pode-se verificar na Tabela 6.7 que existe uma redução de 5% no refluxo de LVGO.

#### Resultados da otimização

Um dos objetivos da otimização é aumentar a produção de VGO, principalmente LVGO, mas mantendo as características dos produtos finais, sendo para isso de grande importância que as temperaturas nos pratos de extração não se alterem significativamente.

Tabela 6.8 - Perfil de temperatura da coluna (OPT3)

Temperaturas (°C)	OPT3		Caso A (Δ)
	Real	Simulação (Δ)	
Topo	83,5	-3,5	-1,1
Destilado	169,7	2,4	2,3
LVGO	239,6	4,4	4,3
HVGO	307,8	4,0	3,8
WO	354,0	19,8	19,6
Resíduo de Vácuo	344,7	-7,0	-7,0
<i>Flash</i>	396,0	0,0	0,0

Como se verifica as temperaturas dos pratos de extração dos principais de produtos da coluna não se alteram de forma significativa, sendo esta no máximo de aproximadamente 2 °C em comparação com a simulação do caso A, o que não alterará significativamente a qualidade dos produtos extraídos da coluna. Existindo apenas um pequeno aumento da temperatura de topo devido à maior vaporização e consequente aumento de gases no topo da coluna.

Na Tabela 6.9 apresentam-se os rendimentos dos principais produtos.

**Tabela 6.9 - Rendimentos (OPT3)**

Rendimentos (% m/m)	OPT3	
	Real	Simulação
Destilado	4,2%	4,1%
LVGO	34,1%	34,3%
HVGO	18,5%	18,9%
Resíduo de Vácuo		51,0%

Como se verifica com a diminuição do refluxo de LVGO foi possível aumentar o rendimento em LVGO de 0,2% e um aumento do rendimento em HVGO de 0,4%.

## Otimização 4

### Alterações efetuadas nas variáveis de processo

Na terceira otimização efetua-se uma diminuição de 16 m<sup>3</sup>/h no caudal de reciclo do HVGO, esta variação tem como objetivo diminuir o arrefecimento do leito de HVGO permitindo que mais hidrocarbonetos sejam vaporizados.

**Tabela 6.10 - Variáveis manipuladas (OPT4)**

Caudal/Carga unidade (% v/v)	OPT4	
	Real	Simulação
Vapor	0,4%	0,4%
<i>Quench</i>	8%	8%
Reciclo VV-E-1	12%	12%
PA-Destilado	62%	62%
PA-LVGO	57%	57%
<b>PA-HVGO</b>	<b>144%</b>	<b>138%</b>

Pode-se verificar na Tabela 6.10 que existe uma redução de 6% no refluxo de HVGO.

### Resultados da otimização

Um dos objetivos da otimização é aumentar a produção de VGO, principalmente LVGO, mas mantendo as características dos produtos finais, sendo para isso de grande importância que as temperaturas nos pratos de extração não se alterem significativamente.

**Tabela 6.11 - Perfil de temperatura da coluna (OPT4)**

Temperaturas (°C)	OPT4		Caso A ( $\Delta$ )
	Real	Simulação ( $\Delta$ )	
Topo	83,5	1,8	-1,1
Destilado	169,7	2,5	2,3
LVGO	239,6	4,5	4,3
HVGO	307,8	4,3	3,8
WO	354,0	19,9	19,6
Resíduo de Vácuo	344,7	-7,0	-7,0
Flash	396,0	0,0	0,0

Como se verifica as temperaturas dos pratos de extração dos principais produtos da coluna não se alteram de forma significativa, sendo esta no máximo de aproximadamente 1 °C em comparação com a simulação do caso A, o que não alterará significativamente a qualidade dos produtos extraídos da coluna. Existindo apenas um pequeno aumento da temperatura de topo devido à maior vaporização e consequente aumento de gases no topo da coluna.

Na Tabela 6.12 apresentam-se os rendimentos dos principais produtos.

**Tabela 6.12 - Rendimentos (OPT4)**

Rendimentos (% m/m)	OPT4	
	Real	Simulação
Destilado	4,2%	4,1%
LVGO	34,1%	34,3%
HVGO	18,5%	18,9%
Resíduo de Vácuo		50,9%

Como se verifica com a diminuição do refluxo de LVGO foi possível aumentar o rendimento em LVGO de 0,2% e um aumento do rendimento em HVGO de 0,4%.

## Conclusões sobre a otimização

Verifica-se que as variáveis com maior impacto nos rendimentos da coluna de vácuo em relação à produção de gasóleos de vácuo é o aumento do caudal de vapor de *stripping* injetado no fundo da coluna de vácuo e o aumento da temperatura de entrada da alimentação na coluna.

Para as variações nos caudais dos *pumparounds* de LVGO e HVGO não se verificam melhorias significativas nos rendimentos em gasóleo de vácuo.





## Conclusões

A otimização das unidades de destilação de vácuo da Refinaria de Sines tem uma grande importância uma vez que estas iriam aumentar as margens das unidades que tem como alimentação gasóleo de vácuo.

Com o objetivo de poder otimizar a coluna de vácuo II, inicialmente implementou-se a coluna num simulador.

Como tal, verificou-se que a melhor configuração da coluna no simulador era uma configuração em que os leitos eram simulados todos numa coluna única, uma vez que a configuração com os leitos em colunas separadas apresentava desvios significativos nas produções.

Através de documentos do simulador utilizado, seleccionaram-se 6 modelos termodinâmicos que eram referidos como adequados para a simulação de unidades de refinação. Destes 6 modelos termodinâmicos seleccionados e após a verificação das condições em que estes modelos obtinham melhores resultados foram seleccionados 3 modelos.

Os modelos rejeitados foram o *Chao-Sea*, *SRK* e o *Grayson*, devido ao facto de estes modelos serem mais eficazes em gamas de pressão e temperatura diferentes das condições que se verificam para a operação da coluna de destilação de vácuo.

Com os 3 modelos seleccionados (*BK10*, *Mxbonnel* e *Peng-Rob*) foram efetuadas simulações e verificou-se que o modelo *Peng-Rob* obtém temperaturas de topo muito altas em relação ao que se pre-

tendia para o caso de *design* tendo como consequência que o rendimento de *Off Gas* seja aproximadamente o dobro do pretendido. Em relação às características dos produtos obtidos verifica-se que este modelo apenas obtém resultados satisfatórios na destilação do HVGO, sendo a diferenças nos outros produtos muito superiores ao pretendido.

Através das simulações conclui-se que o melhor modelo era o *Mxbonnel*.

Para a implementação do *Test Run* e dos casos reais verificou-se que na maioria dos casos os rendimentos obtidos para a simulação são muito semelhantes.

Na implementação do *Test Run* e dos casos reais verifica-se que para o caso do destilado o modelo apresenta maiores desvios na parte inicial da destilação que pode dever-se ao facto de o *cracking* existente no forno e no fundo da coluna não ser modelado pela simulação, uma vez que não existem resultados da composição da corrente de *Off Gas*.

Em relação ao LVGO pode-se verificar que no *Test Run* e na maioria dos casos reais simulados os resultados obtidos através do modelo apresentam os maiores desvios na parte final da destilação deste produto. Estas diferenças podem em parte ser explicados por possíveis arrastamentos de compostos mais pesados para os leitos superiores que o modelo não inclui este fenómeno.

Para o HVGO verifica-se que as maiores diferenças ocorrem na parte inicial da destilação de vácuo do produto, estas diferenças também em parte podem ser explicadas pelos arrastamentos que na coluna real ocorrem entre leitos.

Em relação à otimização da qualidade dos produtos simulados verificou-se que as alterações de caudal dos *pumparounds* e as alterações da pressão de topo não tem efeitos significativos nas características dos principais produtos.

Para as otimizações de rendimento efetuadas, verificou-se que as variáveis com maior impacto nos rendimentos dos gasóleos de vácuo são o aumento do caudal de vapor de *stripping* e o aumento da temperatura de entrada na coluna.

Em trabalhos futuros podem ser efetuadas algumas alterações na coluna de destilação de vácuo simulada no *software* para a melhoria da simulação dos casos de *Test Run* e dos casos reais.

Estas alterações consistem na introdução de correntes fictícias entre leitos que simulem os arrastamentos, que ocorrem, de produtos mais pesados para os leitos superiores de extração, para esta implementação sugere-se a simulação da coluna em leitos separados.

Se possível, recorrer a análises da composição da corrente de topo da coluna, a corrente de *Off gas*, para simular o *cracking* que ocorre no forno e no fundo da coluna de vácuo.

Para simular de forma mais real a linha de transferência pode-se efetuar uma alteração ao modelo de simulação e utilizar a configuração ilustrada na Figura 2.8, em que esta é dividida através de várias separações com recurso a balões de *flash*.

Outra possível alteração é ajustar as eficiências dos enchimentos que nesta simulação foram considerados como ideais.



## Referências

- [1] A.-F. Chang, K. Pashikanti e Y. A. Liu, *Refinery Engineering - Integrated Process Modeling and Optimization*, Virginia, USA: Wiley-VCH, 2012, pp. 117-144.
- [2] J. Jechura, “Refinery Feedstocks & Products - Properties & Specification,” Colorado School of Mines, 2015.
- [3] J. P. Maia, “Simulação e Análise da Coluna de Destilação a Vácuo da Unidade de Destilação de Processos de Refino de Petróleo,” Campinas. Brasil, 2007.
- [4] D. Remesat, “Improving crude vacuum unit performance,” *PTQ (Petroleum Technology Quarterly)*, pp. 107-113, Q3 2008.
- [5] Aspen Technology, Inc., “Physical Property Methods,” *Aspen Physical Property System*, 2010.
- [6] Y. S. Wei e R. J. Sadus, “Equations of State for the Calculation of Fluid-Phase Equilibria,” *AIChE Journal*, vol. 46, pp. 169-186, 2000.
- [7] Galp Energia, “Refinaria de Sines,” Galp Energia, [Online]. Available: <http://www.galpennergia.com>. [Acedido em 24 Abril 2015].
- [8] Petrogal S.A., *Manual de Operações 01 - Unidade de Destilação de Vácuo II*, 2011.
- [9] T. Barletta e S. W. Golden, “Deep-cut vacuum unit design,” *Digital Refining*, 2005.
- [10] S. W. Golden, T. Barletta e S. White, “Vacuum unit design for high metal crudes,” *Digital Refining*, 2007.
- [11] D. W. Hanson, N. P. Lieberman e E. T. Lieberman, “De-entrainment and washing of flash-zone vapors in heavy oil fractionators,” *Hydrocarbon Processing*, pp. 55-60, julho 1999.
- [12] G. R. Martin, “Vacuum unit design effect on operating variables,” *PTQ*, pp. 85-91, Verão 2002.
- [13] K. Basham e E. Hartman, “Lube vacuum column revamp,” *Digital Refining*, 2007.
- [14] ABB Lummus Crest, *Vacuum Distillation Unit - Basic Engineering Package*, vol. 1, 1991.
- [15] S. Golden, T. Barletta e S. White, “Vacuum unit performance,” *Sour & Heavy*, pp. 1-6, 2012.

- [16] G. R. Martin e J. M. Nigg, “Vacuum pressure control: impact on profitability,” *Digital Refining*, 2001.
- [17] G. R. Martin, J. R. Lines e S. W. Golden, “Understand vacuum-system fundamentals,” *Hydrocarbon Processing*, 1994.
- [18] ABB Lummus Global B.V., *Diagramas da Unidade de Destilação de Vácuo*, 1996.
- [19] ABB Lummus Global B.V., “Revamp to Increase VGO production to 3700 MT/SD - Basis for Design,” Sines, Portugal, 1996.
- [20] ABB Lummus Global, Debottlenecking to increase VGO production to 3700 MT/SD - Process Performance Test Report, Sines, Portugal, 1997.